



**Titre:** Étude d'un procédé hybride charbon actif en poudre / ultrafiltration  
Title: pour le traitement de l'eau potable

**Auteur:** Sébastien Charest  
Author:

**Date:** 2009

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Charest, S. (2009). Étude d'un procédé hybride charbon actif en poudre /  
Citation: ultrafiltration pour le traitement de l'eau potable [Mémoire de maîtrise, École  
Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/201/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**  
Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/201/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de  
recherche:** Benoit Barbeau  
Advisors:

**Programme:** Génie civil  
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

**ÉTUDE D'UN PROCÉDÉ HYBRIDE CHARBON ACTIF EN  
POUDRE/ULTRAFILTRATION POUR LE TRAITEMENT DE L'EAU  
POTABLE**

SÉBASTIEN CHAREST

DÉPARTEMENT DE GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUE ET DES MINES  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLOME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES  
(GÉNIE CIVIL)  
DÉCEMBRE 2009

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

**ÉTUDE D'UN PROCÉDÉ HYBRIDE CHARBON ACTIF EN  
POUDRE/ULTRAFILTRATION POUR LE TRAITEMENT DE L'EAU  
POTABLE**

Présenté par : CHAREST Sébastien

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

Mme PRÉVOST Michèle, Ph.D., présidente

M. BARBEAU Benoit, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. GADBOIS Alain, M.Sc.A, membre

## REMERCIEMENTS

La réalisation d'un projet de recherche à la maîtrise est un parcours éducatif parsemé de défis et de rebondissements très enrichissants. Je dois remercier tout d'abord mon directeur, Benoit, pour m'avoir donné l'opportunité de travailler sur un projet de recherche extrêmement intéressant. Relever les défis de la mise en route et de l'opération d'un pilote de cette envergure n'aurait pu être possible sans son immense implication dans le projet.

Ce projet n'aurait également pu être possible sans le dévouement incroyable de Mireille et Yves. Le nombre d'heures qu'ils ont investies à résoudre les problèmes au chantier et s'assurer du bon fonctionnement du pilote représente une contribution inestimable. Je tiens à leur mentionner que les plus beaux souvenirs que je garde de cette expérience sont grandement liés aux plaisirs que j'ai eus de travailler avec eux.

De plus, je ne pourrais passer sous silence la précieuse aide de Romain et d'Annie dans la réalisation de ce projet et ni manquer de souligner que je vous suis extrêmement reconnaissant du temps que vous y avez investi. Un merci tout spécial à Annie pour la relecture de ce mémoire et les modifications pertinentes qu'elle m'a proposées.

Je voudrais également remercier le personnel et les étudiants de la Chaire, mais tout particulièrement Jacinthe, Marcellin, Amélie et Kamen, pour m'avoir aidé à obtenir mes données expérimentales. Un énorme merci pour les longues heures que vous avez consacrées aux analyses de laboratoire pour ce projet.

Finalement, je tiens à remercier nos partenaires, la Ville de Laval (Claude Durivage) et John Meunier (Édith Laflamme, Alain Sanscartier et Alain Gadbois), pour avoir dédié toutes les ressources humaines et matérielles dont nous avons besoin pour la réalisation de ce projet. Un merci également à Mohammad Mahdi Bazri, de l'Université de UBC à Vancouver, pour les analyses de laboratoire qu'il a effectuées.

## RÉSUMÉ

Au cours des dernières années, les changements dans la réglementation ont entraînés le développement et l'amélioration constante des connaissances dans le domaine de l'eau potable. Le resserrement des exigences a contribué à accentuer la compétitivité et l'intérêt pour la microfiltration (MF) et l'ultrafiltration (UF) comme alternatives aux procédés conventionnels. Toutefois, quoique très performantes pour l'enlèvement des matières particulaires et la plupart des colloïdes, ces technologies offrent une capacité limitée à éliminer les contaminants dissous tels que la matière organique dissoute (MOD) et l'ammoniac.

En réponse à cette limitation, l'utilisation combinée de la filtration membranaire MF/UF et du charbon actif en poudre (CAP) semble être une solution prometteuse. L'avancement majeur de ce procédé hybride repose sur trois mécanismes fondamentaux; l'adsorption par le CAP, la biodégradation par les microorganismes attachés au CAP et l'enlèvement physique par les membranes. À ce jour, plusieurs chercheurs ont publié des résultats de recherche concluants sur les capacités d'adsorption du CAP. La présente étude s'est donc attardée à évaluer à l'échelle réelle les performances du procédé plutôt opéré en mode biologique, c'est-à-dire en favorisant la croissance de biomasse sur les particules de charbon.

Les objectifs spécifiques de ces essais-pilotes étaient de vérifier les performances du système au niveau de l'enlèvement de la MOD et de l'ammoniac et l'applicabilité du procédé d'un point de vue opérationnel (flux, perméabilité, nettoyage).

Un pilote industriel du CREDEAU a été utilisé pour ces essais. Le pilote était composé de deux bioréacteurs membranaires (procédé commercialisé sous le nom de OpalineB®) alimentés en parallèle à partir d'eau décantée-ozonée. Les modules de fibres creuses Puron en polyéthersulphone (surface spécifique de 10 m<sup>2</sup> et diamètre des pores de 0,05 µm) étaient installés en configuration immergée et aérés de manière à maintenir le CAP en suspension et minimiser le colmatage des membranes. Les deux bioréacteurs ont été opérés sur une période continue de 100 jours avec une concentration de 20 g/L de CAP PicahydroLP39 (25 µm) et des flux de filtration de 15, 30 et 45 L/m<sup>2</sup>/h. Pendant la période de suivi des essais, la température de l'eau alimentant les bioréacteurs a varié de 10 à 25°C. Les bioréacteurs ont été opérés à différent

temps de rétention des solides (46 vs 100 jours), via le dosage de charbon frais. Les données d'opération du pilote (pression, débit température, pH) ont été enregistrées en continu sur un système SCADA, alors que les données de qualité ont été mesurées au laboratoire (COD, CODB, COA, N-NH<sub>3</sub>, UV<sub>254</sub>, THM, AHA) et en continu (COT, température, turbidité).

Dans le cadre de ces essais, les résultats ont démontré que les bioréacteurs agissent comme une barrière filtrante très efficace pour l'enlèvement de la turbidité (< 0,04 UTN). En période initiale de fonctionnement, l'adsorption joue un rôle dominant et permet un enlèvement moyen maximal du COD (55%), de l'absorbance UV<sub>254</sub> (55%) et du COR (45%). L'épuisement progressif de la capacité d'adsorption du charbon (0 à 30 jours) est compensé par l'acclimatation croissante d'une biomasse à l'intérieur des bioréacteurs. En condition dominante d'enlèvement biologique, on obtient un seuil d'enlèvement moyen minimal du COD (20%), de l'absorbance UV<sub>254</sub> (18%) et du COR (12%), ainsi qu'un enlèvement moyen maximal du CODB (74%) et du COA (73%). Une nitrification complète a été observée après 30 jours d'opération en eau chaude. Par ailleurs, les résultats ont démontré que les bioréacteurs étaient également un procédé efficace pour réduire le risque de recroissance bactérienne en réseau de distribution. Autrement, le contrôle de l'âge des particules n'a pas eu d'effet significatif sur les performances du procédé en termes de qualité d'eau.

Du point de vue opérationnel, il existe un flux d'opération (probablement compris entre 15 et 30 L/m<sup>2</sup>/h) pour lequel l'exploitation du procédé est optimale, mais ce flux n'a pas été identifié. Les particules de charbon frais n'ont pas d'impact sur le colmatage des membranes à court terme, mais le charbon colonisé forme des agrégats qui causent un important colmatage physique des membranes. Il apparaît nécessaire d'opérer à une concentration de charbon inférieure à 20 g/L ou de trouver une solution pour diminuer le colmatage physique (ex : amélioration des conditions d'agitation dans les modules) ou d'opérer le procédé à un âge de solides plus faible afin de prévenir la formation d'agrégats de CAP, tel qu'observé en mode biologique. En dernier lieu, le bon recouvrement des propriétés initiales des membranes (perméabilité) lors du lavage physique (>80%) indique que le colmatage est principalement de nature réversible. Le phénomène d'agrégation du charbon à l'intérieur des ballots de membranes apparaît comme la principale cause de ce colmatage et également la raison pour laquelle l'efficacité des lavages chimiques n'a pas pu être évaluée correctement.

En conclusion, les systèmes hybrides CAP/membranes sont une alternative de traitement intéressante aux traitements conventionnels en raison de leur flexibilité à opérer dans un mode dominant d'adsorption ou de biodégradation. Combiné à la performance inégalée des membranes pour l'enlèvement de la matière organique particulaire, le procédé opéré en mode biologique semble une stratégie forte intéressante pour éliminer la pollution dissoute, tels que la matière organique dissoute (COD, CODB) et l'ammoniac.

## ABSTRACT

In recent years, the several changes in regulations have resulted in development and constant improvement of knowledge in the field of drinking water. Tighter requirements have contributed to increased interest and competitiveness for microfiltration (MF) and ultrafiltration (UF) as alternatives to conventional processes. However, although these technologies are very efficient at removing particulate matter and most colloidal, they have a limited capacity to remove dissolved contaminants such as dissolved organic matter (DOM) and ammonia.

In response to this limitation, the combined use of membrane filtration MF/UF and powdered activated carbon (PAC) appears to be a promising solution. The main advancement of this hybrid method is based on three fundamental mechanisms: adsorption by the PAC, biodegradation by the microorganisms attached to PAC particles and physical removal by the membranes. To date, several researchers have published conclusive results about the adsorption capacities of PAC. The present study aims to evaluate full scale performances of the process operated in biological mode, i.e. promoting the growth of biomass on the carbon particles.

The specific objectives of these pilot tests were to verify the system's performance concerning DOM and ammonia removal, and the viability of the process from an operational standpoint (flux, permeability, cleaning).

An industrial pilot of the CREDEAU was used for these tests. The pilot was made of two membrane bioreactors (patent name OpalineB®) supplied in parallel with clarified-ozonized water. The hollow fiber modules Puron, made of polyethersulfone, (specific surface area of 10m<sup>2</sup> and pore diameter of 0,05 µm) were installed in a submerged configuration and aerated to maintain the PAC in suspension and minimize membrane clogging. Both bioreactors were operating continuously for a period of 100 days with a concentration of 20 g/L of PAC PicahydroLP39 (25 µm) and various filtration fluxes of 15, 30 and 45 L/m<sup>2</sup>/h. During the monitoring period, the water temperature ranged from 10 to 25°C. The bioreactors were operated for different solids retention time periods (46 vs. 100 days), via the addition of fresh PAC. Operational parameters (pressure, flux, temperature, pH) were recorded non-stop on a SCADA system, whilst water quality data were measured in the laboratory (DOC, BDOC, AOC,



ammonia,  $UV_{254}$ , THM, HAA) and continuously via online analysers (TOC, temperature, turbidity).

The study's results show that the bioreactors act as a very effective filtering barrier for removing turbidity ( $<0,04$  NTU). During the initial period of operation, adsorption plays a main role and allows maximum mean removal of DOC (55%),  $UV_{254}$  absorbance (55%) and COR (45%). The gradual depletion of the PAC adsorption capacity (0 to 30 days) is compensated by the increasing acclimation of biomass within the bioreactors. In dominant biological removal conditions, results have shown a mean lower limit for removal of DOC (20%),  $UV_{254}$  absorbance (18%) and non-biodegradable organic carbon (12%) as well as a mean upper limit for removal of BDOC (74%) and AOC (73%). Full nitrification was observed after 30 days of operation in warm water. Furthermore, results show that the bioreactors were effective at reducing the risk of bacterial increase in the distribution system. Otherwise, the control of particle age had no significant effect on the process performances regarding water quality.

From an operational standpoint, there is an optimal operational flux (probably between 15 and 30  $L/m^2/h$ ), but the study has not identified this precisely. Fresh PAC particles have no impact on membrane clogging in the short term, but colonized PAC forms aggregates which cause significant physical clogging of the membranes. It appears that using a PAC concentration below 20 g/L, finding a way of reducing the physical clogging (eg: improvement of the agitation within the modules) or operating with a lower solid age, could prevent the formation of PAC aggregates on the membranes, as was observed in biological mode. Finally, the good recovery of the membranes' initial properties (permeability) after physical cleaning ( $> 80\%$ ) indicates that membrane clogging is mainly reversible. The PAC aggregation phenomenon inside the bundles of membranes appears to be the main cause of the clogging and also the reason why chemical cleanings were not effective and could not be properly assessed.

In conclusion, the hybrid systems PAC/membranes offer an attractive treatment alternative to conventional treatment mainly because of their flexibility to operate in a dominant mode of adsorption or biodegradation. Combined with the membrane's excellent potential for removing particulate organic matter, the process operated under biological mode appears to be a very interesting strategy to eliminate dissolved pollutants such as dissolved organic matter (DOC, BDOC) and ammonia.

## TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS .....	III
RÉSUMÉ.....	IV
ABSTRACT .....	VII
TABLE DES MATIÈRES .....	IX
LISTE DES TABLEAUX.....	XI
LISTE DES FIGURES.....	XII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS .....	XV
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE 1. REVUE DE LITTÉRATURE .....	7
1.1 Application des procédés hybrides membranaires .....	7
1.2 Impacts des conditions d’opération sur l’abattement de la pollution dissoute.....	11
1.2.1 La qualité d’eau d’alimentation.....	11
1.2.2 La concentration de charbon actif en poudre .....	13
1.2.3 L’âge du charbon actif en poudre.....	14
1.2.4 Les flux transmembranaires .....	16
1.3 Impacts des conditions d’opération du procédé sur l’opération des membranes .....	17
CHAPITRE 2. OBJECTIFS DE RECHERCHE ET MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE	21
2.1 Mise en contexte du projet .....	21
2.2 Objectifs de recherche .....	21
2.2.1 Localisation du pilote et caractéristiques de l’eau brute .....	22
2.2.2 Description de la filière de traitement de l’usine .....	23
2.2.3 Description du pilote .....	24
2.3 Suivi expérimental et méthodes analytiques .....	28
2.3.1 Conditions d’exploitation.....	28
2.3.2 Analyses de qualité d’eau.....	32
CHAPITRE 3. RÉSULTATS DES CONDITIONS D’EXPLOITATION .....	36
3.1 Variation de la concentration de CAP à l’intérieur des réacteurs .....	36
3.2 Colmatage des membranes.....	40
3.2.1 Influence du flux transmembranaire .....	40
3.2.2 Influence du contrôle de l’âge du CAP .....	43

3.2.3	Influence de la température .....	45
3.3	Utilité et efficacité des lavages.....	46
3.4	Synthèse des résultats d'opération .....	48
CHAPITRE 4.	ÉVOLUTION DE LA QUALITÉ D'EAU .....	50
4.1	Contrôle de la turbidité.....	50
4.2	Enlèvement de la matière organique .....	52
4.2.1	Carbone organique total (COT) et dissous (COD).....	52
4.2.2	Absorbance UV <sub>254</sub> et carbone organique réfractaire (COR).....	58
4.2.3	Carbone organique biodégradable (CODB) et assimilable (COA).....	61
4.3	Enlèvement de l'azote ammoniacal (N-NH <sub>3</sub> ).....	68
4.4	Sous-produits de désinfection organochlorés.....	72
4.5	Synthèse des résultats.....	78
CONCLUSION	.....	80
BIBLIOGRAPHIE	.....	83

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1: Caractéristiques de l'eau brute (rivière des Mille-Îles).....	23
Tableau 2-2: Caractéristiques des membranes, des réacteurs et du CAP.....	28
Tableau 2-3: Conditions expérimentales des essais .....	29
Tableau 2-4: Description des procédures de lavages chimiques effectués .....	31
Tableau 2-5: Plan d'échantillonnage durant la période de suivi des essais-pilotes .....	33
Tableau 2-6: Description des méthodes analytiques .....	34
Tableau 2-7: Paramètres de suivis de qualité au pilote .....	35
Tableau 3-1: Efficacité des lavages chimiques et physiques .....	47
Tableau 3-2: Propriétés initiales des membranes .....	47
Tableau 4-1: Potentiel de formation des THM évalué en fonction de la demande en chlore et corrigé pour la présence d'azote ammoniacal (7,6 mgCl <sub>2</sub> /mg N-NH <sub>3</sub> ).....	74

## LISTE DES FIGURES

Figure 2-1: Schéma de la filière à l'étude .....	25
Figure 2-2: Tours de contact d'ozone .....	26
Figure 2-3: Vue d'ensemble de la plateforme du système d'ozonation .....	26
Figure 2-4: Vue d'ensemble du pilote .....	27
Figure 2-5: Vue d'ensemble du procédé Opaline® .....	27
Figure 2-6: Module de membrane en condition immergée sans CAP .....	27
Figure 2-7: Module de membrane en condition immergée avec CAP .....	27
Figure 2-8: Système d'aération périphérique .....	27
Figure 2-9: Système d'aération des ballots .....	27
Figure 3-1: Évolution de la concentration de MES dans les bioréacteurs Opaline 1 et 2 .....	37
Figure 3-2: Effet de la formation d'un gâteau de CAP à l'intérieur d'un ballot de fibres (ballot de droite) .....	38
Figure 3-3: Échantillons d'une particule de CAP agrégée à l'intérieur d'un ballot .....	38
Figure 3-4: Système d'aération en périphérie des membranes .....	39
Figure 3-5: Dispositif d'aération à l'intérieur des ballots de membranes .....	39
Figure 3-6: Évolution de la perméabilité des membranes : essais en eau claire avec et sans CAP. OP1= module Opaline 1, OP2= module Opaline 2 .....	40
Figure 3-7: Influence du flux sur la perméabilité et la PTM du réacteur Opaline 2 opéré à une concentration de CAP de 20 g/L .....	42
Figure 3-8: Influence de l'âge du CAP sur la perméabilité et la PTM du réacteur Opaline 1 opéré à un flux de 45 L/m <sup>2</sup> /h et une concentration de CAP de 20 g/L .....	44
Figure 3-9: Évaluation de la capacité d'adsorption du CAP via l'enlèvement du carbone organique réfractaire (COR). Performances obtenues pour réacteur Opaline 1 opéré à un flux de 45 L/m <sup>2</sup> /h et une concentration de CAP de 20 g/L .....	45
Figure 4-1: Turbidité à l'eau brute (EB) et à l'eau décantée (ED) pendant la période de suivi des essais .....	50
Figure 4-2: Turbidité à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 .....	51
Figure 4-3: Concentrations de COT à l'eau décantée-ozonée (ED-O1) et à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 (données enregistrées en continu) .....	52

Figure 4-4: Concentrations de COD à l'eau décantée-ozonée (ED-01 et ED-02), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB) .....	54
Figure 4-5: Pourcentage d'enlèvement du COD par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2.....	55
Figure 4-6: Influence du flux transmembranaire sur les concentrations de COD à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 : essai ponctuel réalisé à la fin de la période de suivi .....	58
Figure 4-7: Absorbance UV-254 nm à l'eau décantée-ozonée (ED-01 et ED-02), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB) .....	59
Figure 4-8: Pourcentage d'enlèvement de l'absorbance UV-254 nm et du COR par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 (OP1) et Opaline 2 (OP2) .....	60
Figure 4-9: Concentrations de CODB à l'eau décantée (ED) et à l'eau décantée-ozonée (ED-01 et ED-02), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine. ....	63
Figure 4-10: Résultats des analyses de COA à l'eau décantée (ED) et à l'eau décantée-ozonée (ED-01 et ED-02), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 (OP1 et OP2) et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB). Les barres d'erreur indiquent la précision de la méthode (déviations standard < 10%). ....	64
Figure 4-11: Pourcentage d'enlèvement du CODB et du COA par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 (OP1) et 2 (OP2) .....	67
Figure 4-12: Contribution de l'adsorption et de la biodégradation pour l'enlèvement du CODB pour le bioréacteur Opaline 1 et 2 .....	67
Figure 4-13: Concentrations de N-NH <sub>3</sub> à l'eau décantée ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine .....	68
Figure 4-14: Pourcentage d'enlèvement de l'azote ammoniacal (N-NH <sub>3</sub> ) par rapport à l'eau décantée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2 .....	69
Figure 4-15: Influence du flux transmembranaire sur les concentrations de N-NH <sub>3</sub> à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 .....	71
Figure 4-16: Concentrations de THM à l'eau brute (EB), l'eau décantée (ED), l'eau décantée-ozonée (ED-01 et ED-02), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB) .....	72

Figure 4-17: Pourcentage d'enlèvement des THM par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2 .....	75
Figure 4-18: Concentrations des AHA à l'eau brute (EB), l'eau décantée (ED), l'eau décantée-ozonée (ED-O1 et ED-O2), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB).....	76
Figure 4-19: Pourcentage d'enlèvement des AHA par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2 .....	77

## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AHA	Acides HaloAcétiques
AOC	Assimilable Organic Carbon
BDOC	Biodegradable Dissolved Organic Carbon
CAP	Charbon Actif en Poudre
COA	Carbone Organique Assimilable
COD	Carbone Organique Dissout
CODB	Carbone Organique Dissout Biodégradable
COT	Carbone Organique Total
CREDEAU	Centre de Recherche, validation et Développement des technologies et procédés de traitement des EAUx
DOC	Dissolved Organic Carbon
DOM	Dissolved Organic Matter
FMBP	Filtration Membranaire Basse Pression
HAA	Haloacetic Acids
HRT	Hydraulic Retention Time
LCI	Lavage Chimique Intensif
LCM	Lavage Chimique de Maintenance
LP	Lavage Physique
MBR	Membrane BioReactor
MES	Matière En Suspension
MF	Microfiltration
MO	Matière Organique
MOB	Matière Organique Biodégradable
MOD	Matière Organique Dissoute
MON	Matière Organique Naturelle
MOP	Matière Organique Particulaire
NOM	Natural Organic Matter
NTU	Nephelometric Turbidity Units
PAC	Powdered Activated Carbon



PTM	Pression TransMembranaire
PES	Polyéthersulphone
SPD	Sous-Produits de Désinfection
THM	TriHaloMéthanes
TOC	Total Organic Carbon
TRH	Temps de rétention hydraulique
TRS	Temps de Rétention des Solides
UTN	Unité de Turbidité Néphélométrique
UF	Ultrafiltration
UV <sub>254</sub>	Absorbance des rayons UltraViolet à 254 nanomètre

## INTRODUCTION

Au cours des dernières années, les changements dans la réglementation ont entraîné le développement et l'amélioration constante des connaissances toxicologiques et épidémiologiques dans le domaine de l'eau potable. À titre d'exemple, lors de sa dernière révision en juin 2008, le règlement québécois sur la qualité de l'eau potable a mis à jour plus de quatre-vingts normes liées à la qualité de l'eau destinée à la consommation. Au Québec, l'évolution réglementaire a engendré un effort majeur et encore inachevé de réalisation de projets de conformité des installations de traitement d'eau potable.

Lors d'un projet de mise à conformité (ou d'agrandissement, de rénovation, de nouvelle construction, etc.), l'industrie doit faire face à plusieurs défis pour choisir une filière de traitement adéquate aux besoins des usagers. En outre, les procédés de traitement composant la filière devront permettre de produire une eau de qualité en regard des critères de la législation et assurer un approvisionnement continu aux consommateurs. Le choix et la complexité de la filière de traitement seront définis en fonction de la qualité de la ressource et de sa variabilité dans le temps, dans un souci d'optimisation des coûts d'investissement et d'exploitation.

Au Québec, les ressources d'eau alimentant les usines de production d'eau potable sont principalement des eaux de surface (rivières, lacs). Disponibles en grande quantité et à proximité des grands centres urbains, ces plans d'eau sont toutefois exposés à de multiples sources de contamination d'origine agricole et humaine. Reflétant cette particularité, les eaux de surface québécoises sont couramment caractérisées par une forte concentration de matière organique et d'importantes fluctuations saisonnières de température (0 à 30° C). Le degré de contamination d'une ressource donnée doit donc être déterminé par une caractérisation microbienne et physico-chimique exhaustive. Toutefois, pour des raisons économiques et pratiques, le suivi de cette qualité s'appuie ordinairement sur une série d'indicateurs plus facilement mesurables. À cet égard, la mesure de la concentration de matière organique naturelle (MON) est un paramètre de choix pour le contrôle de qualité d'eau d'une ressource.

La MON peut être divisée en deux classes, soit la matière organique particulaire (MOP) et la matière organique dissoute (MOD). D'un point de vue analytique, la quantité de matières

organiques est communément mesurée en termes de carbone organique total (COT), tandis que la MOD est mesurée comme étant la partie dissoute du COT (fraction non retenue sur un filtre de 0,45  $\mu\text{m}$ ), soit le carbone organique dissous (COD). En eau potable, la majeure partie de la MON se trouve généralement sous forme dissoute. Le COD est donc un paramètre couramment utilisé comme variable de contrôle de qualité d'eau.

La MON ne représente pas en soi un risque sanitaire direct pour les consommateurs. Toutefois, sa présence est un enjeu majeur au niveau du traitement. En outre, l'exposition de la MON au chlore (produit chimique le plus répandu pour assurer la désinfection de l'eau) peut engendrer la formation de sous-produits de désinfection potentiellement cancérigènes. De plus, par l'intermédiaire de sa fraction biodégradable, la MON peut mener à la croissance de bactéries dans le réseau de distribution et au développement de microorganismes indésirables, tels que Asselus, Nais, etc. (AWWA, 2004). D'un point de vue technique et économique, la présence de matière organique aura également comme effet nuisible d'augmenter la demande des produits chimiques (réactifs et oxydants) utilisés lors du traitement, de réduire l'efficacité de certains procédés (ex : les systèmes de désinfection par ultraviolets) et, lorsque la filière de traitement utilise une technologie membranaire, de contribuer au phénomène de colmatage des membranes. Ainsi, pour limiter les problèmes associés à la présence de MON, il n'est pas seulement important d'avoir une source d'eau brute de bonne qualité (peu chargée en MON), mais également de prévoir un traitement efficace pour son enlèvement.

Habituellement, les filières de traitement des usines de production d'eau potable sont minimalement constituées d'une étape de coagulation, floculation, filtration suivie d'une désinfection au chlore. Toutefois, pour une usine ayant le défi particulier de traiter une eau de surface fortement chargée en MON, cette série de procédés physico-chimique conventionnels n'est généralement pas suffisante pour produire une eau de qualité conforme aux exigences. Pour améliorer l'enlèvement de la MON et se donner les outils pour distribuer une eau « biologiquement stable », c.-à-d. possédant un faible potentiel de recroissance bactérienne en réseau (potentiel corrélé à la concentration de matière organique biodégradable (Prévost et al., 1993) et exprimé comme étant égale à la mesure de CODB), plusieurs stratégies peuvent être envisagées. L'amélioration des performances des procédés physico-chimiques conventionnels (coagulation-floculation-décantation) représente sans doute une partie de la solution. D'ailleurs,

cette option est généralement considérée étant donné qu'elle est économiquement viable et facile à mettre en œuvre. L'enlèvement de la MON par adsorption, tel que l'utilisation de charbon actif en poudre (CAP), peut également être considéré dans les cas où les épisodes de qualité d'eau brute problématiques sont périodiques et peu fréquents. Toutefois, compte tenu des doses généralement utilisées, les performances obtenues à l'aide de cette stratégie sont habituellement limitées. Finalement, l'ajout d'une filtration biologique précédée d'une oxydation à l'ozone est également une stratégie ayant prouvé son efficacité par le passé, et ce, même en eau froide (Prévost et al., 1990). Depuis plusieurs années, les mécanismes en jeux pour expliquer et prédire les performances de cette combinaison de procédés ont fait l'objet de nombreux travaux de recherche. En outre, les résultats de ces travaux ont démontré que l'ozone permettait d'augmenter la fraction biodégradable de matière organique naturelle en décomposant ces liens moléculaires. Sous cette forme, la matière organique contribue au développement de bactéries colonisant le charbon actif des filtres. Ces filtres sont dits « biologiques », car ils réduisent la concentration de MON en utilisant sa fraction biodégradable comme substrat.

Les stratégies d'utilisation de charbon actif venant d'être mentionnées offrent très certainement des avantages intéressants. D'ailleurs, l'ajout d'une filtration biologique à la suite d'une filière conventionnelle s'inscrit parfaitement dans la philosophie de traitement à barrières multiples. Néanmoins, ces stratégies accusent des limitations et des désavantages qui peuvent avoir des répercussions économiques importantes, et ce, tout spécifiquement dans un contexte de projet d'agrandissement ou de mise à niveau d'installations existantes.

Tout d'abord, pour une option combinant un traitement conventionnel suivi d'une ozonation et une filtration biologique, le désavantage majeur consiste en la construction de bassins de grand volume pour accueillir les filtres. Dans un projet, les coûts d'investissement requis pour la construction de ces bassins peuvent être très importants. De plus, dans le cas où l'implantation de cette filière serait réalisée dans une installation existante (lorsque l'on planifie agrandir l'usine ou reconverter les infrastructures existantes), la constructibilité en termes de coûts et de sécurité d'exploitation pendant les travaux devient couramment un enjeu majeur dans la réalisation du projet.

D'autre part, le désavantage principal d'un scénario utilisant du charbon actif en tête de traitement provient des coûts d'exploitation élevés associés aux possibilités généralement

limitées de revaloriser ou réutiliser les particules de charbon accumulées dans les boues de décantation (à l'exception faite des décanteurs à lits de boues). Compte tenu du temps de contact généralement marginal entre le point d'injection et la barrière physique (décanteurs) qui empêche les particules d'être acheminées dans le réseau de distribution, la capacité d'adsorption du CAP n'est alors utilisée que de façon partielle.

En réponse aux défis de l'industrie, les récents développements au niveau des technologies membranaires basse pression (FMPB) représentent une solution intermédiaire intéressante et de plus en plus compétitive face aux technologies conventionnelles. Les procédés membranaires permettent un excellent enlèvement des microorganismes pathogènes, tels que *Giardia* et *Cryptosporidium*, et occupent très peu d'espace. Toutefois, quoique très performante pour l'enlèvement des matières particulaires et la plupart des colloïdes, cette technologie offre une capacité limitée à éliminer la fraction dissoute de la MON (Suzuki et al., 1998). De plus, quelques problèmes d'opération, tel que le colmatage, limitent encore son utilisation.

À ce jour, l'utilisation combinée des technologies membranaires basse pression, microfiltration (MF) et ultrafiltration (UF), avec du charbon actif en poudre semble être une des solutions les plus prometteuses en réponse aux contraintes et limitations observées avec l'utilisation de membrane seule. Les procédés hybrides à base de charbon actif en poudre couplés à une filtration UF/MF peuvent être utilisés pour atteindre divers objectifs de traitement en eau potable. Entre autre chose, leur utilité a été démontrée pour l'enlèvement des matières colloïdales et particulaires, ainsi que pour l'élimination de la pollution organique dissoute, d'origine naturelle et synthétique (Lebeau et al., 1998).

L'avancement majeur de cette technologie repose en grande partie sur la capacité des membranes à retenir les particules à l'intérieur d'une « zone de réaction ». Cette « zone de réaction », définie comme le volume du réacteur occupé par l'eau à traiter et les particules de CAP, offre un espace permettant d'optimiser l'efficacité d'adsorption du CAP. L'usage de CAP couplé à une filtration membranaire permet de mitiger le phénomène d'encrassement des membranes et de stabiliser les performances d'enlèvement des contaminants face à des variations de qualité d'eau brusques. De plus, dépendamment des conditions d'opération du procédé, les particules de CAP contenues à l'intérieur du réacteur peuvent offrir un support idéal au développement d'une biomasse bactérienne permettant alors de réduire en partie la MOD par biodégradation.

Les performances des procédés hybrides membranaires dépendent de plusieurs facteurs, tels que la configuration du réacteur (pressurisée ou immergée), les caractéristiques du charbon (matériau, diamètre et distribution des grains), les caractéristiques des membranes (matériau, diamètre des pores), les paramètres d'opération du système (dose, concentration et méthode de dosage du charbon, flux, temps de rétention hydraulique, taux d'aération, durée/fréquence des lavages) et la qualité d'eau affluente au procédé (charge de matières organiques, nature des composés, pH et température de l'eau) (Jia et al., 2008; Kim et al., 2007; Saravia et al., 2006; Treguer et al., 2008; Vigneswaran et al., 2007).

Au cours des dernières années, les travaux de recherche ont mené à une meilleure compréhension des différents phénomènes à l'origine des performances de cette technologie. Tel que présenté par Tian et al. (2008), trois phénomènes fondamentaux peuvent contribuer à l'enlèvement de la matière organique; l'adsorption par le CAP, la biodégradation par les microorganismes attachés au CAP et l'enlèvement physique des membranes.

L'opération du procédé en favorisant la contribution spécifique d'un mécanisme d'enlèvement (biodégradation vs adsorption vs filtration) apparaît une stratégie forte intéressante dans le but d'optimiser les performances pour un objectif donné. Une meilleure connaissance des mécanismes qui contrôlent l'efficacité du système permettrait probablement d'élargir le spectre d'application de la technologie et d'offrir une solution appropriée à des problèmes nécessitant un niveau de traitement avancé.

Jusqu'à présent, les impacts des conditions d'opération qui contrôlent les actions combinées d'adsorption, de biodégradation et de filtration sont à la source de recherches sur les procédés hybrides membranaires, car elles représentent le concept d'assise de la compétitivité de cette technologie face aux traitements conventionnels et la clé de la performance en termes de qualité d'eau produite et d'opération.

Plusieurs chercheurs ont publié des travaux sur des procédés hybrides combinant le CAP et les membranes. Cependant, leurs systèmes étaient dans la majorité des cas opérés en mode adsorption plutôt que biologique. Le procédé opéré en mode biologique, ci-après appelé bioréacteur, est un cas particulier d'application du procédé associé à des conditions de conception et d'opération favorisant le développement d'une biomasse sur le CAP. Les bioréacteurs offrent

l'avantage d'améliorer les performances d'enlèvement en favorisant la contribution conjointe de l'adsorption, de la biodégradation et de la filtration. Dans ces conditions, l'utilisation du procédé à l'étude constituerait un avancement très intéressant pour l'industrie canadienne du traitement de l'eau aux prises avec des eaux dégradées par des contaminants d'origine agricole ou urbaine.

L'objectif de ce projet consiste donc à évaluer à l'échelle pilote les performances d'un bioréacteur opéré en mode biologique. Les objectifs de recherche spécifiques sont de déterminer les impacts des principaux paramètres d'opération, tels que le flux (lié au temps de rétention hydraulique) et l'âge du charbon, sur le colmatage des membranes et la qualité d'eau produite par le procédé (principalement le carbone organique biodégradable et l'azote ammoniacal). Dans le cadre de ces essais, le système sera immergé dans une boue de CAP à haute concentration (20 g/L) et alimenté avec une eau décantée-ozonée.

Ce mémoire est composé de quatre principales sections, soit d'une revue de littérature, de la méthodologie expérimentale, de la présentation et de la discussion des résultats, suivi d'une conclusion ouverte sur les perspectives de ce procédé pour l'industrie canadienne du traitement de l'eau.

## CHAPITRE 1. REVUE DE LITTÉRATURE

Cette revue de littérature présente chronologiquement, un portrait des applications en eau potable pour lesquelles les procédés hybrides membranaires ont été étudiés, ainsi qu'une synthèse des impacts des paramètres d'opération sur l'abattement de la MOD et un résumé des impacts des paramètres d'opération sur le colmatage des membranes.

Soulignons que cette revue de littérature résume, sans toutefois s'y limiter, les aspects novateurs des travaux de recherches réalisées sur les procédés hybrides membranaires ayant des conditions de design similaires au pilote utilisé dans le cadre de ce mémoire, c.-à-d. pour un réacteur à membranes fibres creuses en configuration immergée et sans boucle de recirculation de charbon.

### 1.1 Application des procédés hybrides membranaires

Les recherches sur l'application des procédés hybrides membranaires en eau potable demeurent limitées à ce jour. Les premiers travaux de recherche en eau potable ont été réalisés par Lebeau et al. (1998). Leurs travaux ont démontré les très bonnes performances du procédé, pour la réduction du CODB, de l'azote ammoniacal ainsi que l'élimination de l'atrazine. L'originalité de leurs travaux repose en partie sur le fait d'avoir analysé les performances du procédé installé à différentes étapes d'une filière de traitement, soit à la suite d'un traitement conventionnel (coagulation/floculation et décantation) et après un dégrillage suivi d'une coagulation en ligne. Leurs systèmes répondaient bien (après la période d'acclimatation de la biomasse – 12 jours) à des variations importantes de qualité d'eau (dopage ponctuel de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ), avec un enlèvement d'azote ammoniacal supérieur à 93% (et même 98% pour le système alimenté avec une eau décantée) et ce, même à température froide (1 à 15°C). Ces résultats sont très intéressants étant donné que les filtres au charbon actif biologique (CAB) ne permettent pas la nitrification à 1°C. Selon les auteurs, la forte concentration de CAP (10-20 g/L) et la biomasse développée sur le charbon seraient à l'origine de la bonne performance du système face aux variations de température. Dans le cadre de leur recherche, les auteurs ont également remarqué que le CAP permettait un enlèvement complet de l'atrazine avec une capacité d'adsorption évaluée à plus de 100 µg atrazine/g CAP, même lorsque la "zone de réaction" du réacteur contenait du coagulant. Les concentrations d'atrazine dans le perméat étaient d'ailleurs toujours sous le niveau de



détection, même après une contamination volontaire de 1 µg atrazine/L dans l'eau d'alimentation. De plus, que le procédé soit installé à l'eau décantée ou l'eau brute, il permet un enlèvement significatif des matières en suspension, de la turbidité et des matières particulaires tels que les précipités de fer, de manganèse et d'aluminium. Le procédé agit également comme une barrière physique très performante pour la rétention des microorganismes (2 log d'enlèvement des coliformes fécaux et streptocoques).

En conclusion de leur recherche, les auteurs ont identifié que le couplage de membranes et du CAP permettait notamment (1) un bon enlèvement physique de la MON et des composés organiques synthétiques via l'utilisation optimale des capacités d'adsorption du CAP, (2) un enlèvement biologique de la fraction biodégradable de la MON, (3) la production d'un volume de boues réduit (0,1% du débit d'eau traitée) et (4) la rétention complète des particules de CAP à l'intérieur du système. Toutefois, les auteurs ont noté que l'enlèvement de la fraction biodégradable de la MON semblait tributaire de la concentration de CODB dans l'eau à traiter, avec une trop faible concentration limitant les conditions propices au développement d'une biomasse spécifique à l'enlèvement du CODB.

Dans une deuxième série d'essais, Lebeau et al. (1999) ont étudié la possibilité de prédire l'évolution de la capacité d'adsorption du CAP et de développer un outil pratique (charte) pour connaître les conditions d'opération optimales (âge, concentration de charbon et, subséquemment, le dosage de charbon frais) pour l'enlèvement de l'atrazine. Ces essais, ne ciblant pas spécifiquement une application en mode biologique, ont mis en évidence l'existence de phénomènes pouvant significativement réduire la capacité d'adsorption du CAP et ce, particulièrement pour les systèmes opérés avec un âge de boues élevé. D'une part, les auteurs ont soulevé l'importance de prendre en compte les phénomènes de compétition entre les composés fortement et faiblement adsorbables et d'autre part, que les capacités d'adsorption du CAP diminuaient progressivement en fonction de la charge de MON et de sels déposés sur le charbon. La précipitation de carbonate de calcium à la surface des particules de CAP avait entraîné une diminution d'adsorption de 3,4 à 0,4 mg atrazine/g CAP pour un charbon âgé de 62 jours.

Ultérieurement, Seo et al. (2004) ont démontré les performances du procédé pour l'enlèvement du COD, des sous-produits de désinfection (SPD) et de l'azote ammoniacal. En période initiale de fonctionnement, c'est-à-dire suite à l'ajout de particules de charbon frais, les auteurs ont noté

que l'adsorption jouait le rôle dominant dans l'enlèvement de la matière organique dissoute. Parallèlement, ils ont également remarqué que les performances diminuaient avec le temps (80% à 30-40% après approximativement 3 mois d'opération) et qu'il existait un seuil minimum d'enlèvement (20%) attribuable à l'activité de la biomasse. Sur une période d'essais de deux ans, les performances d'enlèvement de la matière organique ont été respectivement de 35 à 75% et de 60 à 90% pour le COD et l'absorbance  $UV_{254}$ . De plus, le système a montré d'excellentes performances d'enlèvement des SPD, de l'ordre de 92% pour les acides haloacétiques (AHA) et 86% pour les trihalométhanés (THM) (lesquels, pour une raison inexpliquée, avaient été dopés dans l'affluent du bioréacteur). Finalement, les résultats obtenus ont également permis de valider les bonnes performances du procédé pour l'enlèvement de l'azote ammoniacal. Les auteurs suggèrent d'ailleurs la possibilité d'utiliser efficacement le procédé à des températures inférieures à 10°C. Mentionnons néanmoins que des troubles opérationnels ayant déstabilisé les processus d'oxydation (l'enlèvement de l'azote ammoniacal semble grandement influencé par le pH, avec un pH inférieur à 6 limitant les performances du procédé) ont empêché les auteurs de démontrer cette conclusion.

En 2005, ce même groupe de recherche a poursuivi ses travaux afin d'approfondir les connaissances au sujet des procédés hybrides membranaires, mais cette fois, plus spécifiquement sur le phénomène de colmatage des membranes. D'ailleurs, à partir de 2004, la majeure partie des études réalisées sur ce procédé ont porté sur ce problème qui constitue un des principaux facteurs limitant les performances de cette technologie. Les résultats de ces travaux sont présentés plus en détail dans la dernière section de cette revue de littérature.

Malgré les efforts de recherche de plus en plus dirigés vers la compréhension des facteurs influençant l'opération des membranes, les performances du procédé d'un point de vue de la qualité d'eau produite ont continué à susciter l'intérêt des chercheurs. D'ailleurs, l'utilisation prometteuse du procédé pour l'enlèvement des précurseurs de SPD ( $pTHM < 8,8 \pm 2,2 \mu g/L$  dans le perméat) a été corroborée par les travaux de recherche de Oh et al. (2007). Leurs essais (réalisés sur une période de 60 jours et sur un système uniquement opéré en mode adsorption) ont également démontré l'efficacité du procédé pour l'enlèvement simultané de la MO (enlèvement moyen respectif de 80% et 90% du COD et de l'absorbance  $UV_{254}$ ), des bactéries et des virus. Les concentrations de bactéries mesurées à l'eau brute (0,5 à 0,7 ufc/100 ml *Escherichia coli* et

10 à 13 ufc/100 ml coliformes totaux) étaient en dessous des concentrations détectables dans le perméat des membranes. De la même manière, les performances d'enlèvement ont été respectivement de l'ordre de 1,5-2,7 log et 2,0-2,6 log pour les norovirus et les adenovirus (aucune détection dans le perméat). Selon les auteurs, parmi les nombreux mécanismes d'enlèvement pouvant expliquer les résultats observés, la concentration de CAP serait une des variables de contrôle les plus importantes. La concentration de charbon dans le système permettrait en effet de contrôler l'enlèvement des virus d'un diamètre plus petit ( $27 \pm 40$  nm pour les norovirus et  $70 \pm 100$  nm pour les adenovirus) que les pores des membranes (100 nm). Un « gâteau » de CAP, épais et dense, semblerait améliorer les performances du procédé, via la capacité d'adsorption du charbon. Toutefois, comme la capacité d'adsorption du charbon diminue en fonction du temps de filtration (phénomène de compétition entre contaminants pour les sites d'adsorption), les performances d'enlèvement des virus devraient être étudiées sur une plus longue période expérimentale. Néanmoins, d'après les conclusions des auteurs, le procédé hybride permet de produire une meilleure qualité d'eau qu'une filière de traitement composée d'une filtration rapide sur sable (assistée d'une coagulation), d'une ozonation et d'une filtration biologique sur charbon actif en grain.

Plus récemment, Treguer et al. (2008) ont étudié l'efficacité du procédé pour l'enlèvement de certains composés responsables des goûts et odeurs (MIB, géosmine). Les résultats expérimentaux ont démontré que le procédé permettait un bon enlèvement de la turbidité (inférieure à 0,1 UTN en tout temps et sans aucune percée) et un enlèvement moyen d'environ 85% des composés responsables des goûts et des odeurs. La comparaison des performances du pilote installé au laboratoire avec la filière de traitement de l'usine (filière avec ajout de CAP en tête de traitement) a démontré que l'utilisation du CAP en tête de traitement équivalait à une perte de capacité d'adsorption de 20% à 50%. D'ailleurs, dépendamment de la concentration de matières organiques dans l'eau à traiter, des dosages élevés de CAP ont été nécessaires (de l'ordre de 70 mg/L), pour compenser la perte d'efficacité causée par un phénomène de compétition des composés présent dans l'eau pour les sites d'adsorption.

En dernier lieu, mentionnons que l'auteur principal de ce dernier article a également présenté dans le cadre de ces travaux de thèse (Treguer, 2007), une plus large recherche sur les performances du procédé hybride CAP/UF pour l'élimination de la MO. Les résultats de ces

travaux de recherche, portant spécifiquement sur l'influence de divers paramètres d'opération sur l'abattement de la pollution dissoute, sont présentés à la dernière section de ce chapitre.

## **1.2 Impacts des conditions d'opération sur l'abattement de la pollution dissoute**

Compte tenu des coûts considérables d'investissement requis pour la construction et l'exploitation d'une installation de production d'eau potable, il est primordial de bien comprendre le fonctionnement et les limites des technologies disponibles. De ce point de vue, la connaissance des impacts des conditions d'opération permet d'optimiser les performances et la rentabilité d'un procédé.

Cette section présente l'état d'avancement des connaissances des principales conditions d'opération qui gouvernent l'efficacité d'un procédé hybride en termes d'abattement de la pollution dissoute. Les conditions d'opération abordées dans les prochaines pages sont :

- La qualité d'eau d'alimentation
- La concentration de charbon actif en poudre
- L'âge (ou dosage) du charbon actif en poudre
- Les flux transmembranaires

### **1.2.1 La qualité d'eau d'alimentation**

La qualité d'eau qui alimente un procédé hybride membranaire influence les performances d'abattement de la pollution dissoute en altérant les capacités d'adsorption du charbon actif en poudre, le développement des bactéries nitrifiantes et hétérotrophes et les cinétiques d'oxydation. Les impacts de la qualité d'eau affluente au système dépendent principalement de la matrice de l'eau et des caractéristiques physico-chimiques de la ressource. Conséquemment, la nature et les performances des procédés de traitement installés en amont du système doivent être prises en compte dans l'analyse ou la prédiction des performances d'abattement de la pollution dissoute.

Dans cet aspect de la recherche, les travaux de Seo et al. (2004) ont démontré que le pH était une variable de contrôle importante du procédé. Les auteurs ont observé qu'un pH inférieur à 6,0

déstabilisait le processus d'oxydation de l'azote ammoniacal et limitait les performances du procédé pour ce paramètre.

D'autre part, Sagbo et al. (2008) ont observé que les performances du procédé n'étaient pas influencées par la température de l'eau à traiter, les essais de l'auteur ayant été réalisés dans des conditions de température variant entre 11,2 et 25,4°C. Complémentairement, Lebeau et al. (1998) ont remarqué que le procédé offrait un bon potentiel de réduction de l'azote ammoniacal (supérieur à 93%) et ce, même à température froide (1 à 15°C). Suzuki et al. (1998) ont également étudié les performances d'un système hybride CAP-MF en eaux froides pour la nitrification ( $\text{NH}_4^+$ ) et le contrôle du manganèse ( $\text{Mn}^{2+}$ ) dissous. Ces auteurs ont observé que le procédé permettait l'enlèvement de presque 100% de l'azote ammoniacal et du manganèse dissous (performances attribuées uniquement à l'action oxydante des microorganismes contenus dans le bioréacteur – sans pré-oxydation), pour une température de l'eau supérieure à 5°C. Toutefois à une température de 3°C, l'efficacité d'enlèvement de l'azote ammoniacal était réduite d'approximativement 30% à 40%. De la même manière, les résultats expérimentaux ont indiqué que les performances d'enlèvement du manganèse étaient grandement influencées par la température, avec une réduction d'efficacité de l'ordre de 80 % (0,006 à 0,03 mg/L) à des températures inférieures à 5°C.

La matrice de l'eau est un facteur qui influence les performances du procédé. Sagbo et al. (2008) ont signalé à ce propos que l'enlèvement de la pollution organique était étroitement lié à la nature des composés organiques. De plus, d'autres facteurs tels que la présence de sels dans l'eau semblent être un problème potentiellement important. Lebeau et al. (1999) ont observé que la capacité d'adsorption du CAP diminuait linéairement en fonction de l'augmentation de la charge des sels (tels que les carbonates). Selon les auteurs, la précipitation des sels sur les particules de charbon actif en poudre obstrue les sites d'adsorption disponibles et tend à décanter les particules de charbon actif en poudre. À la fin de leur période expérimentale, la perte de charbon actif en poudre causée par la précipitation du carbonate de calcium représentait approximativement 30% des solides totaux des boues.

Pour limiter les impacts négatifs de la qualité d'eau sur les performances du procédé, il peut être avantageux de précéder les procédés hybrides membranaires d'un traitement. D'ailleurs, selon Treguer et al. (2008), l'étape de coagulation-décantation peut significativement influencer les

performances du procédé, car elle mitige les problèmes d'accumulation de particules dans le réacteur. Selon les objectifs visés, l'étape de coagulation-décantation permet d'améliorer les performances du procédé en termes d'enlèvement de la turbidité ou des matières organiques.

Dans le domaine de l'eau potable, l'ozonation est un procédé de traitement fréquemment utilisé pour la désinfection, l'oxydation de la matière organique naturelle, l'enlèvement des micropolluants organiques et l'enlèvement de matières inorganiques. À ce jour, les impacts d'une pré-ozonation sur les performances d'un procédé hybride membranaire en condition immergée n'ont toutefois pas encore été spécifiquement étudiés.

### **1.2.2 La concentration de charbon actif en poudre**

La concentration de CAP correspond à la quantité de charbon actif en poudre contenue dans le volume d'eau utile du réacteur accueillant les membranes. Cette concentration peut être très élevée, de l'ordre de plusieurs grammes par litre. Mentionnons que ce paramètre de contrôle semble avoir un impact important sur les mécanismes d'adsorption et de dégradation de la MOD. En outre, une plus grande quantité de charbon actif en poudre augmentera la capacité d'adsorption et offrira plus de support aux bactéries en mesure de dégrader l'azote ammoniacal et le carbone organique biodégradable (Kim et al., 2007; Seo et al., 2004).

L'influence de la concentration de charbon actif en poudre sur l'efficacité du procédé a été particulièrement bien démontrée dans les travaux de recherche de Kim et al. (2007). Les essais effectués sur un pilote de laboratoire à des concentrations de 0, 4 et 40 g/L, ont permis de déterminer qu'une forte concentration de CAP améliorait la qualité de l'effluent du procédé. Les meilleurs résultats d'enlèvement de carbone organique total (85% - principalement en mode adsorption : âge de boues < 60 jours) ayant été obtenus avec le réacteur fonctionnant à une concentration 40 g/L.

Tel que mentionné précédemment, les performances du procédé en termes d'élimination de la MOD sont attribuables au potentiel d'adsorption du CAP et de biodégradation des bactéries. D'ailleurs, les travaux de recherche publiés par Sagbo et al. (2008) ont montré que les performances du procédé étaient dues à une synergie de ces mécanismes. D'une part, les auteurs ont observé que l'adsorption permettait de prolonger le temps de rétention des molécules

biodégradable et d'autre part, que la biodégradation décomposait les macromolécules en petites molécules plus facilement adsorbables.

En période initiale de fonctionnement, c'est-à-dire suite à l'ajout de particules de CAP frais, l'adsorption joue le rôle dominant dans l'enlèvement de la matière organique dissoute (Seo et al., 2004). Or, au fur et à mesure du vieillissement du CAP, la capacité d'adsorption diminue et entraîne une diminution de la capacité tampon face aux variations de qualité d'eau. Toutefois, selon cet auteur, il existerait un seuil d'enlèvement minimal (20%) attribuable à l'activité de la biomasse (une fois celle-ci acclimatée sur les particules de CAP).

Face à ce constat, l'optimisation des conditions d'opération pour favoriser la contribution du processus biologique semble être une stratégie d'opération intéressante à long terme. L'utilisation de membranes immergées dans une forte concentration de CAP permettrait notamment de maximiser les performances d'enlèvement de MOD au début de la période de fonctionnement et une fois les conditions d'équilibre atteintes.

### 1.2.3 L'âge du charbon actif en poudre

L'âge du CAP correspond à l'âge « moyen » des particules contenues dans le réacteur. Comme l'âge du CAP se contrôle en fonction du taux de renouvellement de CAP frais, il est donc possible de le faire correspondre à une dose de CAP équivalente, c.-à-d. la dose de CAP correspondant à la quantité de CAP renouvelé pour traiter un volume d'eau donnée. Considérant la masse de CAP dans le réacteur et le débit d'opération (débit corrélé au volume total d'eau traitée tenant compte du temps réel de filtration), la dose peut être calculée comme une fonction de l'âge du CAP. La relation qui relie la dose de traitement et l'âge du CAP peut être exprimée par l'équation suivante :

$$D = \frac{M}{Age \times Q_D}$$

Avec D : Dose de charbon actif en poudre (mg/L)

M : Quantité totale de charbon actif en poudre dans le réacteur (mg)

Âge : Âge moyen des particules de charbon actif en poudre dans le réacteur (d)

$Q_D$  : Débit journalier moyen (L/d)

L'âge du CAP ou la dose de CAP sont des paramètres nécessitant plus de recherche avant de statuer sur l'importance de leur influence sur l'efficacité du procédé hybride membranaire. Les travaux de recherche de Jia et al. (2008) ont démontré que doubler la dose de CAP permettait de retarder, au moins du double, le délai d'opération avant résurgence d'atrazine à l'eau filtrée. Toutefois, les travaux de Treguer et al. (2008) ont montré que l'âge des boues (40 vs 10 d) du CAP n'avait pas d'influence significative sur l'efficacité du procédé, avec des performances d'enlèvement moyennes de 0,8 mg C/L de COD indépendamment de l'âge des boues.

L'utilisation de la dose de traitement ou de l'âge des solides comme paramètre de contrôle du procédé dépend de la stratégie d'opération désirant être adoptée. D'une part, la dose de traitement offre une base de comparaison intéressante pour évaluer les écarts de performances avec un traitement conventionnel. La dose de traitement permet également de facilement évaluer l'impact économique des coûts d'opération du procédé. Toutefois, contrairement à l'âge des particules de CAP, la dose de traitement ne représente pas un indicateur direct des conditions (adsorption/biodégradation) favorisées à l'intérieur du réacteur. D'autre part, l'âge des solides est un paramètre de contrôle qui s'associe bien aux performances d'opération des membranes. Comme il correspond au temps de résidence moyen des particules de CAP à l'intérieur du réacteur, le paramètre représente également le ratio du volume utile du réacteur sur le volume journalier de purge. Ainsi, un âge élevé minimisera les coûts d'exploitation liés à l'utilisation du CAP et de favorisera le développement de bactéries nitrifiantes et hétérotrophes, mais également accroîtra possiblement le phénomène de colmatage des membranes en induisant une trop grande accumulation de particules dans le réacteur. À cet effet, l'étude réalisée par Treguer et al. (2008) sur une eau de surface sans prétraitement préalable, a mené aux conclusions que les performances globales du procédé pourraient possiblement être limitées par une trop grande accumulation de particules dans les réacteurs (opérés à un âge de 40 jours). Par conséquent, le choix des conditions d'opération doit s'appuyer sur un équilibre favorisant les conditions propices à l'activité bactérienne, tout en minimisant les désavantages potentiels liés à une accumulation excessive de particules dans les réacteurs.

À ce jour, aucune recherche n'a permis de conclure sur l'influence de l'âge du CAP ou la dose de traitement pour l'abattement de la pollution dissoute en évaluant la contribution respective des



mécanismes d'adsorption et de biodégradation. Cependant, il apparaît logique de croire que les conditions optimales dépendent des caractéristiques, des performances visées et de l'importance accordée à la minimisation du colmatage sur les membranes.

#### **1.2.4 Les flux transmembranaires**

Les flux transmembranaires correspondent aux débits de perméat divisés par la surface de filtration membranaire ( $10 \text{ m}^2$  dans le cadre de ce projet). Ils se définissent donc comme étant le volume d'eau passant par unité de surface des membranes pour un temps donné ( $\text{L}/\text{m}^2/\text{h}$ ). L'opération typique d'un procédé hybride consiste à opérer à flux constant et pression variable.

Selon Vigneswaran et al. (2007), l'augmentation des flux membranaires (24, 36, 48  $\text{L}/\text{m}^2/\text{h}$ ) diminue légèrement les performances d'enlèvement du COT (90, 89 et 83%) d'un procédé hybride membranaire opéré en mode adsorption. Par ailleurs, ces résultats viennent à l'encontre de l'observation de Kim et al. (2007), selon laquelle la variation du taux de filtration (21, 42  $\text{L}/\text{m}^2/\text{h}$ ) n'influence pas la qualité d'eau produite (enlèvement de 85% du COT) pour une même concentration de CAP dans le réacteur. Les résultats de ces auteurs ont toutefois, dans les deux cas, été obtenus sur un bioréacteur opéré à un âge de CAP inférieur à 60 jours et donc majoritairement en mode adsorption.

En mode biologique, l'influence du flux membranaire n'a pas été étudiée. En théorie, on devrait s'attendre à une hausse de performance d'abattement des paramètres biodégradables pour des plus faibles flux membranaires, puisque le temps de séjour est alors augmenté à l'intérieur du bioréacteur.

En terminant, notons que le taux de filtration a une influence notable sur le taux de croissance de la pression transmembranaire (PTM), avec un faible taux de filtration permettant de prolonger les cycles de filtration. Ce dernier aspect sera discuté plus en détail dans la prochaine section de cette revue de littérature.

### **1.3 Impacts des conditions d'opération du procédé sur l'opération des membranes**

À partir de 2004, la majeure partie des études réalisées sur les bioréacteurs membranaires ont porté plus spécifiquement sur les performances du système en termes de colmatage des membranes. Le colmatage est un concept clé de l'application de la technologie à l'échelle réelle et est intimement lié à l'optimisation de la capacité de filtration des systèmes. Pour un système composé de fibres creuses opéré sous vide, le colmatage augmentera le vide nécessaire pour produire un débit de perméat de consigne. Ce phénomène peut-être de nature réversible ou irréversible. Le terme réversible est utilisé ici pour expliquer les phénomènes entraînant une baisse de perméabilité pouvant être recouvrée par un cycle de rétro-lavage, une diminution de flux ou un lavage physique. Le colmatage irréversible consiste quant à lui en une baisse de perméabilité ne pouvant être recouvrée que par un lavage chimique.

En 2004, Seo et al. ont investigué l'influence du flux et de la concentration de CAP, contenu à l'intérieur d'un bioréacteur à membranes (microfiltration) immergées, sur le colmatage des membranes. Les essais réalisés à des concentrations de 0, 4, 20, 40 60 et 80 g/L, avec une eau de rivière ayant subi préalablement un traitement de décantation-filtration, ont démontré que les performances optimales en termes d'évolution de la PTM étaient obtenues à une concentration de 40 g/L. Il est à noter qu'en eau pure, les résultats indiquaient que la PTM (absolue) augmentait proportionnellement à la concentration de CAP contenue à l'intérieur du réacteur, et ce, même pour des concentrations supérieures à 40 g/L. Les auteurs de cet article, en accord avec d'autres résultats de recherche (Kim et al., 2007), ont donc observé que l'augmentation de la concentration de CAP diminuait rapidement le temps de filtration avant d'atteindre une pression transmembranaire de consigne donnée. En présence de matières organiques, il existerait donc une concentration de CAP pour laquelle la résistance à la filtration causée par les particules de CAP et son action mitigative sur le colmatage des membranes atteint un point d'équilibre permettant de réduire de manière optimale l'évolution de la perméabilité ou de la pression. Comme la résistance à la filtration dépend également de la charge et des caractéristiques de la MON (Saravia et al., 2008), la concentration optimale de CAP qui permet de prolonger et de stabiliser les cycles de filtration serait toutefois spécifique aux conditions locales de conception et à la distribution de taille de particules de CAP.

Dans le cadre de leur recherche, Seo et al. (2004) ont également observé que la PTM augmentait en fonction de l'augmentation du flux d'opération (15 à 30 L/m<sup>2</sup>/h) et qu'il existait un flux critique au-dessus duquel le taux de croissance de la pression augmentait radicalement. D'ailleurs, selon le même auteur principal, Seo et al. (2005), la résistance à la filtration est une combinaison de la résistance causée par le gâteau de CAP, la couche de gel sur les fibres des membranes, les pores et les membranes elles-mêmes. La résistance du gâteau de CAP et de la couche de gel sur les fibres des membranes représente, d'après leurs résultats, plus de 90% de la résistance total. Conséquemment, et tenant compte que la concentration de CAP permet de mitiger le colmatage irréversible des membranes (observation également appuyée par les résultats expérimentaux de Suzuki et al. (1998)), les auteurs proposent que l'évolution de la PTM puisse être contrôlée par la concentration de CAP introduite dans le système.

De l'ensemble des phénomènes proposés pour expliquer la formation d'un "gâteau" de CAP aux surfaces des membranes, l'agrégation des particules de CAP causée par l'interaction entre les molécules de MO adsorbées sur le CAP et les particules même de CAP a fait l'objet d'une attention particulière. Toutefois, l'impact de la présence d'ions métalliques ou de fines particules (colloïdes) adsorbés sur les particules de CAP a également suscité l'intérêt de certains chercheurs. À cet effet, Zhao et al. (2005) ont démontré que certains ions métalliques (Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Fe<sup>3+</sup>, etc.) favorisaient l'agrégation des particules de CAP en neutralisant la charge négative du CAP et que la présence de fines particules se logeant dans les vides intra- et inter-particule de CAP (quoiqu'elles soient en grande partie adsorbées par le CAP) minimiserait les canaux disponibles pour l'écoulement de l'eau et favoriserait la formation d'une structure de gâteau de CAP plus compact. De plus, leurs résultats ont démontré que les particules de CAP de plus gros diamètre accéléraient et intensifiaient le phénomène de colmatage des membranes. Les espaces vides plus larges et la surface spécifique plus petite des CAP de plus gros diamètre favoriseraient la migration des particules fines à l'intérieur des vides et la capacité des ions métalliques à neutraliser les charges des particules de CAP.

Complémentairement, Savaria et al. (2006) ont étudié l'influence de la distribution granulométrique des particules de CAP. Les essais, effectués sur un procédé opéré en mode adsorption, ont démontré que la granulométrie des particules de CAP semblait grandement influencer le taux de croissance de la PTM d'un procédé en configuration immergée. Les auteurs

ont remarqué qu'une distribution granulométrique étroite et un diamètre moyen, approximativement 100 plus gros que les pores des membranes, tendaient à réduire l'encrassement des membranes.

Récemment, les recherches de Oh et al. (2006) ont permis de corroborer la théorie supportant que le CAP permettrait de réduire le colmatage des membranes (dosage de 10 mg/L de CAP en boucle de recirculation). Selon les auteurs, la capacité d'adsorption des particules de CAP et l'effet d'abrasion de ces particules sur les membranes seraient les principales causes de la réduction du dépôt de MO en surface des membranes (ralentissement de la formation de la couche de gel) et conséquemment, de l'évolution rapide du colmatage. Les résultats de cette étude ont démontré que 54% de la résistance réversible totale était causée par les particules naturelles et le CAP. Les matières organiques et inorganiques étaient, quant à elles, responsables respectivement de 13% et 33% de la résistance totale.

Soulignons que les recherches de Sagbo et al. (2008) ont également mené aux conclusions que l'ajout de CAP pouvait contribuer à diminuer le colmatage des membranes. Suite à l'analyse des performances d'un procédé CAP-MF pour l'enlèvement de la MOD et MOB, les auteurs ont remarqué que les particules de CAP permettent de réduire la résistance à la filtration causée par la couche de particules formée aux surfaces des membranes et le colmatage irréversible occasionné par l'adsorption de particules dans les pores de membranes. Dans les conditions expérimentales de ces travaux, l'utilisation de CAP (bioréacteur opéré à une concentration de 20 g/L) avait diminué de 47% la résistance à la filtration induite par la couche de particules en surface des membranes et de 20% le colmatage irréversible. Selon les auteurs, ces résultats sont probablement attribuables à la diminution de la compressibilité de la couche de liqueur mixte à l'intérieur du réacteur (couche de CAP et de MON). Cette affirmation repose sur l'hypothèse que l'augmentation de la porosité de cette couche favoriserait l'écoulement de l'eau vers les membranes, mais sans nuire à son efficacité de traitement.

En conclusion, la MON joue un rôle important dans la détérioration des performances en étant responsable de la formation d'un colmatage réversible et irréversible. Les recherches suggèrent d'ailleurs que la MON catalyse l'aggrégation des particules de CAP entre elles et à la surface des membranes (Saravia et al., 2008). Toutefois, malgré les effets contraignants causés par la présence de MON, une aération suffisante semblerait pouvoir empêcher le phénomène

d'agrégation des particules de CAP aux membranes (Seo et al., 2005) (résultats obtenus en condition d'adsorption uniquement). De plus, il existerait probablement un intervalle entre les rétro-lavages permettant une restauration optimale de la perméabilité des membranes (Vigneswaran et al., 2007).

## **CHAPITRE 2. OBJECTIFS DE RECHERCHE ET MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE**

Ce chapitre présente dans un premier temps les objectifs de recherche. Il décrit dans un deuxième temps le contexte de réalisation du projet en spécifiant la filière de traitement à l'étude et les caractéristiques des procédés. Une description détaillée des méthodes analytiques et du suivi expérimental, d'un point de vue des conditions d'exploitation et de la qualité d'eau, est ensuite présentée.

### **2.1 Mise en contexte du projet**

Au cours des dernières années, les recherches portant sur les performances des procédés hybrides CAP/membrane ont suscité un intérêt croissant dans le domaine du traitement de l'eau potable. En effet, l'utilisation d'une filtration membranaire (micro- ou ultrafiltration; MF, UF) combinée avec du charbon actif en poudre (CAP) semble être une solution très prometteuse pour l'élimination de la matière organique dissoute (MOD) et de l'ammoniac ( $\text{N-NH}_3$ ), ainsi qu'une alternative de traitement compétitive aux filières biologiques conventionnelles. L'intérêt croissant de cette technologie s'appuie principalement sur ces capacités à éliminer les contaminants via des mécanismes pouvant agir simultanément (adsorption par le CAP, la biodégradation par les microorganismes attachés au CAP et l'enlèvement physique des membranes). À ce jour, la performance du procédé pour une application en eau potable a principalement été démontrée en mode adsorption et l'utilisation en mode biologique reste à être étudiée. L'opération du procédé en favorisant le mode biologique permettrait de maximiser l'enlèvement de la matière organique dissoute (COD, CODB) et l'ammoniac. Des résultats concluants constitueraient un avancement majeur pour l'industrie de l'eau et auraient un impact significatif sur la réduction de la recroissance bactérienne en réseau, la consommation d'oxydants utilisés pour la désinfection et la fréquence d'épisodes problématiques de goût et d'odeurs.

### **2.2 Objectifs de recherche**

L'objectif principal de recherche consistait à évaluer à l'échelle réelle les performances d'un procédé hybride combinant du CAP et une filtration membranaire (ultrafiltration) pour

l'élimination de la matière organique dissoute (MOD) et l'azote ammoniacal en favorisant l'enlèvement par voie biologique, c'est-à-dire en favorisant la croissance de biomasse sur les particules de CAP.

Plus spécifiquement, les objectifs étaient de :

- Évaluer les performances du procédé en termes de qualité d'eau produite (turbidité, COT, COD, CODB, COA, N-NH<sub>3</sub>, UV<sub>254</sub>, THM-CFU, AHA-CFU).
- Comparer les performances du procédé avec une filière conventionnelle de traitement biologique avancé : décantation lamellaire à lit de boues pulsées + filtration sur sable + ozonation + filtration biologique.
- Investiguer l'impact d'importants paramètres d'opération sur le colmatage des membranes, tels que le flux de filtration (15 à 45 L/m<sup>2</sup>/h), le contrôle de l'âge des particules de CAP (46 jours vs 100 jours) et l'efficacité des lavages (chimiques et physiques).

### **2.2.1 Localisation du pilote et caractéristiques de l'eau brute**

Le pilote à l'étude était installé à l'usine de traitement d'eau potable Ste-Rose, à Laval. Pendant la période des essais, le pilote était alimenté avec l'eau décantée de l'usine. Le tableau suivant résume les principales caractéristiques de qualité de la source d'eau brute utilisée (rivière des Mille-Îles). Les données présentées proviennent d'analyses de laboratoire réalisées pendant la période de suivi des essais (cf. aux méthodes analytiques décrites à la section 2.3.2).

Tableau 2-1: Caractéristiques de l'eau brute (rivière des Mille-Îles)

Paramètres	N	Eau brute			Eau décantée		
		min	moy	max	min	moy	max
<b>Turbidité (UTN)</b>	95	4,93	6,71	11,13	0,12	0,30	0,47
<b>COT (mg/L)</b>	99	6,3	7,3	9,5	n/d	n/d	n/d
<b>COD (mg/L)</b>	11	6,1	6,5	6,9	2,6	2,9	3,3
<b>CODB (mg/L)</b>	8	0,21	0,45	0,70	0,14	0,23	0,39
<b>N-NH<sub>3</sub> (µg/L)</b>	11	11	58	105	78	154	247
<b>UV-254 (cm-1)</b>	11	0,20	0,21	0,22	0,05	0,06	0,06
<b>THM-UFC (µg/L)<sup>(1)</sup></b>	4	333	387	426	97	108	117
<b>AHA-UFC (µg/L)<sup>(1)</sup></b>	4	379	447	535	122	134	159
<b>AOX (µg/L)</b>	3	32	61	79	38	56	75

(1) UFC = Uniform formation conditions : T 22°C, pH 8,0, CL<sub>2</sub> résiduel = 1,0 à 0,5 ppm après 24h

## 2.2.2 Description de la filière de traitement de l'usine

L'usine de traitement d'eau potable de Ste-Rose est composée de la chaîne de traitement suivante :

- Décantation : (4) décanteurs lamellaires à lits de boues pulsées « Degremont Superpulsator » d'une surface filtrante unitaire de 234 m<sup>2</sup> et opérés à une charge superficielle de 5 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>. Utilisation d'alun (30-40 mg/L) et de silice activée à l'aluminate de sodium (1,5 à 2,5 mg/L).
- Filtration sur anthracite et sable : (6) filtres bicouche « Aquazur V », 150 mm de sable (0,4 mm) et 650 mm d'anthracite (0,8 mm), d'une surface filtrante unitaire de 80,36 m<sup>2</sup> et opérés à un taux de filtration maximal de 9,5 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>.
- Ozonation : (2) colonnes de contact, d'une capacité unitaire de 55 000 m<sup>3</sup>/d et offrant un temps de contact de 12 minutes.
- Injection de chlore (0,3 mg/L).
- Filtration sur charbon actif biologique granulaire : (6) filtres à doubles cellules, d'une surface filtrante unitaire de 80,36 m<sup>2</sup> et opérés à un taux de filtration maximal de 9,5 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>. Le filtre à l'étude (filtre no 3) était composé d'une couche de 1 560 mm de Picabiol H120 et d'une couche de 270 mm de sable.
- Post-désinfection au chlore.
- Réajustement du pH (chaux) de l'eau finie avant distribution.



### 2.2.3 Description du pilote

Un pilote industriel du CREDEAU (Centre de recherche, validation et des technologies et procédés de traitement des eaux) a été utilisé pour ces essais. Le pilote est composé de deux bioréacteurs membranaires (procédé commercialisé sous le nom de OpalineB®) alimentés en parallèle à partir d'eau décantée-ozonée (Figure 2-1).

#### 2.2.3.1 Prétraitement : décantation/ozonation

Les tours de contact d'ozone (Figure 2-2) étaient alimentées avec l'eau décantée de l'usine (décanteurs lamellaires à lits de boues pulsées). Le temps de contact dans les contacteurs a été fixé à 10 minutes.

Au début des essais,  $\pm 150 \mu\text{g N/L}$  d'une solution stérile de chlorure d'ammonium ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) ont été dosés (en excès de la concentration de fond, c.-à-d. naturelle) dans l'eau décantée alimentant les bioréacteurs, afin de favoriser la colonisation des bactéries nitrifiantes sur les particules de CAP. L'ensemencement de la solution a été arrêté au 35<sup>ème</sup> jour d'opération, une fois la biomasse acclimatée, telle qu'observée sur la base de l'abattement de l'azote dans les bioréacteurs. De plus, tout au long des essais, le pH de l'eau décantée était ajusté à une valeur de 7,0, à l'aide d'une solution d'hydroxyde de sodium ( $\text{NaOH}$ ). L'ajustement du pH avait également comme objectif de favoriser le développement de la biomasse nitrifiante.

Dans le contexte de cette étude, l'ozone a été utilisé pour augmenter la biodégradabilité des composés organiques. Selon Prévost et al. (2005), une dose d'ozone entre 0,5 et 1,0  $\text{mg O}_3/\text{mg COT}$  est généralement adéquate pour l'oxydation du carbone organique total et la réduction des trihalométhanes. En fonction des concentrations de COT historiques de l'usine (2,5-3,5  $\text{mg C/L}$  à l'eau décantée) et des valeurs de COD mesurées lors de la période de suivi des essais, une dose d'ozone de 1,5  $\text{mg O}_3/\text{L}$  a été injectée en continu à l'entrée de chaque contacteur. Cette dose (correspondant au ratio  $\text{O}_3/\text{C}$  inférieur suggéré par la littérature) a également été choisie pour limiter l'impact du dégazage et les effets potentiellement nuisibles sur la biomasse contenue dans les bioréacteurs. De plus, mentionnons que des essais effectués en laboratoire ont permis de mettre en évidence que l'abattement de l'absorbance  $\text{UV}_{254}$  pouvait (pour une dose inférieure à 1,5  $\text{mg O}_3/\text{L}$ ) être bien corrélé à la dose d'ozone appliquée (gain de 24%, 46% et 59% respectivement pour une dose de 0,5, 1,5 et 2,5  $\text{mg O}_3/\text{L}$ ). Compte tenu de la dose cible utilisée

dans cette étude, il nous a donc été possible d'utiliser l'absorbance  $UV_{254}$  (mesure simple et rapide) comme méthode de contrôle (additionnelle aux mesures directes d'ozone résiduel) de la dose appliquée.

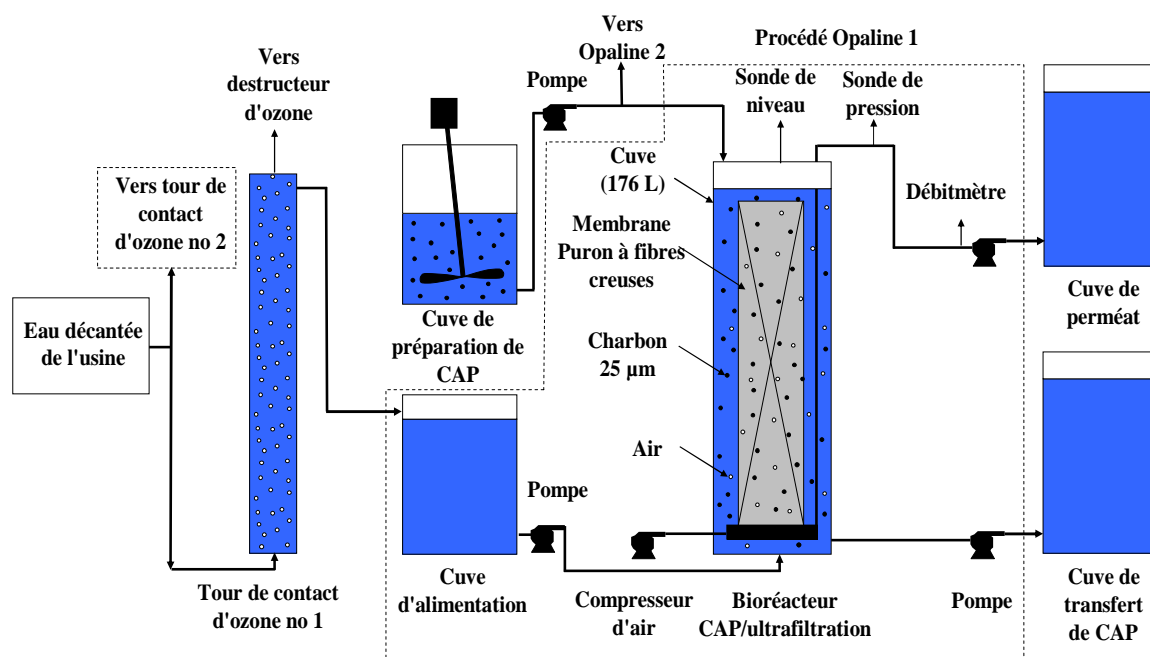


Figure 2-1: Schéma de la filière à l'étude

Les figures 2-2 et 2-3 montrent le système d'ozonation, tel qu'installé sur le pilote.



Figure 2-2: Tours de contact d'ozone



Figure 2-3: Vue d'ensemble de la plateforme du système d'ozonation

### 2.2.3.2 Description des bioréacteurs

Tel que mentionné précédemment, le pilote était composé de deux bioréacteurs membranaires installés en parallèle. Une vue d'ensemble du pilote et du procédé est présentée aux figures 2-4 et 2-5. La plateforme de ce procédé comprenait une cuve d'alimentation pour chaque bioréacteur, une cuve de transfert de CAP pour vidanger les bioréacteurs lors des lavages, une cuve de préparation de CAP pour le dosage de CAP frais, ainsi qu'une cuve commune de perméat. Les modules de membranes étaient installés en configuration immergée (Figures 2-6 et 2-7) et munis d'un système d'aération. Le système d'aération ( $50 \text{ L/min}$  ou  $34 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ ) permettait de maintenir le CAP en suspension (Figure 2-8) et d'agiter les fibres membranaires pour minimiser le colmatage (Figure 2-9). Les caractéristiques des membranes, des réacteurs et du charbon actif en poudre sont détaillées au tableau 2-2.



Figure 2-4: Vue d'ensemble du pilote



Figure 2-5: Vue d'ensemble du procédé Opaline®



Figure 2-6: Module de membrane en condition immergée sans CAP

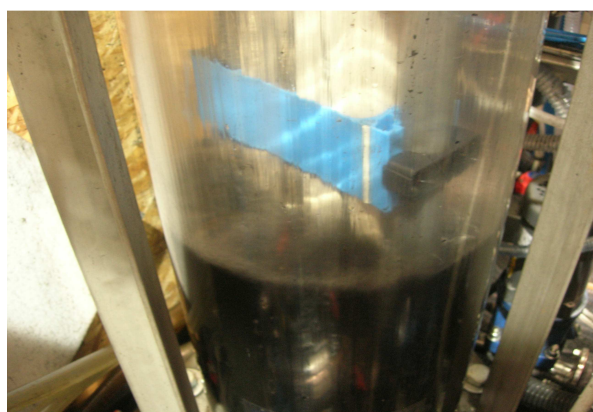


Figure 2-7: Module de membrane en condition immergée avec CAP

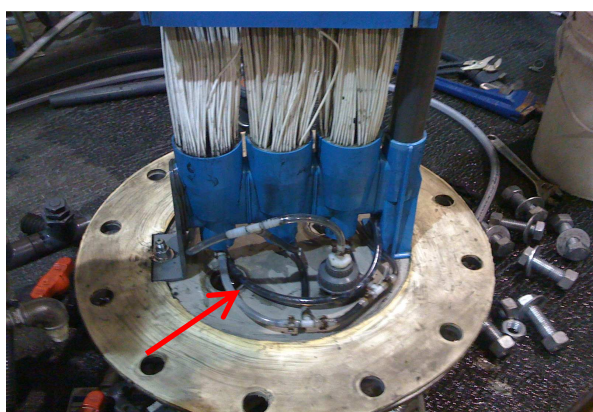


Figure 2-8: Système d'aération périphérique



Figure 2-9: Système d'aération des ballots



Tableau 2-2: Caractéristiques des membranes, des réacteurs et du CAP

<b>Spécifications des membranes</b>	
Technologie:	Membrane Puron
	Modèle PSH 250
	Fibre creuse en PES
Taille des pores:	0,05 $\mu\text{m}$ (ultrafiltration)
Diamètre ext. fibres:	2,6 mm
Surface spécifique:	10 m <sup>2</sup> /module
Configuration:	Immergée
Mode d'opération:	Sous-vide
Vide max en filtration:	9 psi
Pression max en lavage:	14,5 psi
<b>Spécifications des réacteurs</b>	
Hauteur des réacteurs:	2 040 mm
Diamètre intérieur des réacteurs:	335 mm
Vol. occupé par les membranes:	8,1 L
Volume d'eau utile/réacteur:	171,7 L
<b>Spécifications du charbon</b>	
Type:	PICAHYDRO LP39 (Base végétale: bois)
Diamètre des grains:	D10 : 3.17 microns D50 : 18.7 microns D90 : 52.8 microns
Indice d'iode (min):	1 000 mg/g
Cendres totales (max):	6%
Humidité à l'emballage (max):	5%

## 2.3 Suivi expérimental et méthodes analytiques

Cette section présente les conditions d'exploitation lors du suivi expérimental et les méthodes analytiques utilisées pour effectuer le suivi des performances de qualité d'eau.

### 2.3.1 Conditions d'exploitation

#### 2.3.1.1 Phase expérimentale

**Flux membranaires :** Dans le cadre des travaux, le procédé a été opéré pendant une période continue de 100 jours (13 juillet 2009 – 19 octobre 2009). Dans l'optique de déterminer les performances du système au flux le plus compétitif possible, le procédé a été opéré dès le début

des essais à son flux maximal de conception (45 L/m<sup>2</sup>/h) avant de réduire successivement les flux de 30 à 15 L/m<sup>2</sup>/h.

Le tableau 2-3 résume les conditions expérimentales des essais.

Tableau 2-3: Conditions expérimentales des essais

Conditions des essais	Opaline 1	Opaline 2
Flux membranaire:	15 – 45 L/m <sup>2</sup> /h	idem
Jour 1 à 47	45 L/m <sup>2</sup> /h	45 L/m <sup>2</sup> /h
Jour 47 à 69	45 L/m <sup>2</sup> /h	30 L/m <sup>2</sup> /h
Jour 69 à 99	15 L/m <sup>2</sup> /h	15 L/m <sup>2</sup> /h
Débits équivalent:	150 à 450 L/h	idem
Débits d'aération:	50 L/min	idem
Cycle d'opération:	filtration (5 min)	idem
	repos (30 sec)	idem
	rétro-lavage (1 min)	idem
	repos (30 sec)	idem
Ensemencement NH <sub>4</sub> Cl:	0-35 jours	idem
Concentration CAP/réacteur:	20 g/L	idem
Âge du CAP	0-46 d	0-100 d
Température	10-25°C	idem

**Conditions de rétro-lavage :** Dans le cadre de cette étude, les débits de rétro-lavage utilisés étaient les mêmes que ceux en mode filtration. La durée totale des cycles de filtration/lavage a été ajustée à 7 minutes dont 5 minutes étaient dédiées au mode filtration. Les rétro-lavages ont été effectués sans chlore.

**Concentration de CAP :** La concentration de CAP dans les réacteurs était de 20 g/L. Le choix de cette valeur a été fait pour minimiser l'encrassement des membranes (Seo et al., 2004) et avec le souci d'équilibre entre les performances du CAP et les impacts sur les flux membranaires. De plus, les travaux de Markarian et al (soumis 2009) ont démontré que des réacteurs de 25 g/L de CAP étaient significativement plus performants que des réacteurs utilisant 5 g/L.

**Âge moyen du CAP :** L'âge des particules de CAP dans le réacteur Opaline 1 a été maintenu constant à une valeur moyenne de 46 jours pendant une période de 29 jours (27 août - 25 septembre 2009). Cette condition correspond à une dose équivalente de 10 mg/L. Le contrôle de l'âge des particules s'est effectué via l'addition de 3,86 litres/jour d'une solution de CAP frais à

20 g/L (volume équivalent à 2,2% du volume utile total d'un bioréacteur). Un volume équivalent de « vieux » CAP était prélevé dans le bioréacteur pour maintenir un âge moyen des particules. Les ajouts et purges ont été réalisés à une fréquence de 5,8 fois par jour. Aucune addition de CAP frais n'a été faite dans le réacteur Opaline 2.

### 2.3.1.2 Suivi du colmatage

Le suivi du colmatage dans les bioréacteurs s'est effectué via l'enregistrement des pressions et débits d'opération. Ces données étaient enregistrées en continu sur un système SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition). Les valeurs débits et pression ont permis de calculer la perméabilité des membranes. La perméabilité a ensuite été normalisée pour une température de 20°C, selon la relation présentée ci-dessous (Judd, 2006). Rappelons que le suivi de la perméabilité dans le temps est un indice du colmatage des membranes.

$$Perm\_norm = \frac{Flux}{1.025^{(T-20)} \times PTM}$$

Avec Perm\_norm : Perméabilité normalisée à 20°C (L/m²/h/bar)

Flux : Flux transmembranaire (L/m²/h)

T : Température (°C)

PTM : Pression transmembranaire (bar) (1 bar = 14,8 psi)

Le suivi du colmatage des membranes a permis d'une part, d'examiner l'influence des principaux paramètres d'opération (flux, âge des solides) sur les performances du procédé et d'autre part, d'évaluer l'impact des lavages. Les lavages ont été effectués afin de recouvrer les propriétés initiales des membranes (perméabilité). Des lavages chimiques ont été réalisés à plusieurs reprises, soit une fois sur le réacteur Opaline 1 et cinq fois sur le réacteur Opaline 2. Deux lavages physiques ont été réalisés, soit un sur le réacteur Opaline 1 (68 jour d'opération - 18 septembre 2009) et un autre sur le réacteur Opaline 2 (99 jours – 19 octobre 2009). Le tableau ci-dessous résume la nature et les procédures des lavages chimiques. Rappelons que les lavages physiques consistent à sortir les modules de membranes des réacteurs et à nettoyer mécaniquement (jet d'eau, brosse, à la main) les fibres membranaires.

Tableau 2-4: Description des procédures de lavages chimiques effectués

Date	20 août	11 août	19 août	25 août	8 oct	16 oct
Type de lavage chimique	Maintenance	Maintenance	Maintenance	intensif	Maintenance	Maintenance
Module	Opaline 1	Opaline 2	Opaline 2	Opaline 2	Opaline 2	Opaline 2
<b>Lavage basique (NaOCl)</b>						
Concentration (mg Cl <sub>2</sub> /L)	1000	1000	2000	1000	2000	2000
pH de la solution	11,2	11,7	10,8	11,2	11,6	11,3
Température de la solution(°C)	±20	±20	±20	±20	±35	±35
Débit (L/h)/durée (min) de remplissage des modules (ajout en mode rétro-lavage)	50/50 et 200/3	50/60	450/10 et 50/50	450/25	400/30	400/2 et 800/10
Durée de trempage (min)	0	0	0	240	30	45
Aération (L/min)	50	0	0	0	0	0
<b>Rinçage à l'eau claire</b>						
Débit de rinçage (L/h)	300	300	300	300	300	500
Durée de rinçage (min)	5	5	5	5	5	5
<b>Lavage acide (acide citrique)</b>						
Concentration (mg/L)	1000	1000	5000	1000	1000	1000
pH de la solution	2,8	2,8	2,4	2,9	2,9	2,9
Température de la solution (°C)	±20	±20	±20	±20	±35	±35
Débit (L/h)/durée (min) de remplissage des modules (ajout en mode rétro-lavage)	40/45 et 300/5	40/60	450/5 et 40/30	450/25	350/30	800/10
Durée de trempage (min)	10	0	30	240	60	60
<b>Rinçage à l'eau claire</b>						
Débit de rinçage (L/h)	300	300	300	300	300	500
Durée de rinçage (min)	5	5	5	5	20	5
Aération (L/min)	50	0	0	0	0	0

### 2.3.1.3 Suivi de la concentration de CAP dans les réacteurs

Le suivi des concentrations de CAP dans les réacteurs a été réalisé par l'intermédiaire de mesures de matières en suspension (MES). Les analyses ont été effectuées selon la méthode 2540D du « Standard Methods for the examination of water and wastewater » (APHA, 2005), à 5 reprises pendant la période des essais, soit à la 8<sup>ième</sup>, 31<sup>ième</sup>, 71<sup>ième</sup>, 80<sup>ième</sup> et 99<sup>ième</sup> journée d'opération du pilote. Bien que le CAP ne soit pas la seule source de MES dans les réacteurs puisqu'ils étaient alimentés par de l'eau décantée, il a été considéré que la mesure des MES était uniquement représentative des particules de CAP (cf. à la discussion des résultats de la section 4.1 et conformément aux données de MES présentées à la figure 3.1).



## **2.3.2 Analyses de qualité d'eau**

Le suivi de la qualité d'eau s'est effectué par les analyses de laboratoire et via des mesures enregistrées en continu et en temps réel au pilote. La collecte des résultats d'analyse avait comme objectif d'évaluer l'évolution de la qualité d'eau à différents (7) points stratégiques. D'une part, des échantillons ont été prélevés sur la filière de traitement du pilote : (i) à l'eau brute, (ii) à l'eau décantée, (iii et iv) aux eaux décantées-ozonées issues des tours de contact alimentant les bioréacteurs Opaline 1 et 2, (v et vi) ainsi qu'au perméat des bioréacteurs. D'autre part, de manière à permettre une comparaison des performances entre les bioréacteurs et la filière de l'usine, la qualité d'eau du filtre biologique no 3 de l'usine a également été suivie (vii).

### **2.3.2.1 Suivi au laboratoire**

Les paramètres de qualité d'eau analysés en laboratoire, ainsi que les points de prélèvement des échantillons et la fréquence d'échantillonnage sont résumés dans le tableau ci-dessous.

Tableau 2-5: Plan d'échantillonnage durant la période de suivi des essais-pilotes

Analyses	Points d'échantillonnage <sup>(1)</sup>	13 juillet	20 juillet	27 juillet	03 août	10 août	17 août	24 août	31 août	07 sept	14 sept	21 sept	28 sept	05 oct	12 oct	19 oct	N
Absorbance UV (254 nm)	EB-ED-EDO1-EDO2- OP1-OP2-EFCAB	x	x	x		x	x		x		x		x	x	x	x	11
Carbone organique dissous (COD)	EB-ED-EDO1-EDO2- OP1-OP2-EFCAB	x	x	x		x	x		x		x		x	x	x	x	11
Carbone organique dissous biodégradable (CODB)	EB-ED-EDO1-EDO2- OP1-OP2-EFCAB		x			x	x		x		x		x	x	x	x	8
Azote ammoniacal (N-NH <sub>3</sub> )	EB-ED-OP1-OP2- EFCAB	x	x	x		x	x		x		x		x	x	x	x	11
Trihalométhanes (THM-UFC)	EB-ED-EDO1-EDO2- OP1-OP2-EFCAB		x			x					x				x		4
Acides haloacétiques (AHA-UFC)	EB-ED-EDO1-EDO2- OP1-OP2-EFCAB		x			x					x				x		4
Carbone organique assimilable (COA)	EB-ED-EDO1-EDO2- OP1-OP2-EFCAB										x			x		x	3

(1) EB = Eau brute; ED = Eau décantée; EOD1 = Eau décantée-ozonée alimentant le bioréacteur Opaline 1; EOD2 = Eau décantée-ozonée alimentant le bioréacteur Opaline 2; OP1 = Eau filtrée à la sortie du bioréacteur Opaline 1; OP2 = Eau filtrée à la sortie du du bioréacteur Opaline 2; EFCAB = Effluent du filtre au charbon actif biologique de l'usine

Le tableau suivant est un récapitulatif des méthodes analytiques employées pour les diverses analyses citées précédemment.

Tableau 2-6: Description des méthodes analytiques

<b>Analyses</b>	<b>Description</b>	<b>Référence</b>
Absorbance UV (254 nm)	Spectrophotométrie à 254 nm (spectrophotomètre Biochrome 3100, cellules de 1 cm)	Méthode 5910B, Standard Methods for the examination of water and wastewater (APHA, 2005)
Carbone organique dissous (COD)	Analyseur de carbone total de marque Sievers 5310C avec échantillonneur automatique	Méthode 5310C, Standard Methods for the examination of water and wastewater (APHA, 2005)
Carbone organique dissous biodégradable (CODB)	Différence entre le COD initial et le résiduel après 30 jours d'incubation Innoculum : eau brute de la rivière des Mille-Iles	Servais et al (1987)
Azote ammoniacal (N-NH <sub>3</sub> )	Colorimétrie au bleu d'indophénol (spectrophotomètre Biochrome 3100, cellules de 1,9 cm)	AFNOR, code NF T 90-015 (AFNOR, 1990)
Trihalométhanes (THM-UFC)	UFC = Uniform formation conditions : T 22°C, pH 8.0, CL <sub>2</sub> résiduel de 1.0 à 0.5 ppm après 24h	Méthode 6232B, Standard Methods for the examination of water and wastewater (APHA, 2005)
Acides haloacétiques (AHA-UFC)	UFC = Uniform formation conditions : T 22°C, pH 8.0, CL <sub>2</sub> résiduel de 1.0 à 0.5 ppm après 24h	Méthode 6251B, Standard Methods for the examination of water and wastewater (APHA, 2005)
Carbone organique assimilable (COA)	Échantillon pasteurisés 10 min à 75°C avant le transport par messagerie rapide Ré-ensemencement avec des bactéries de l'eau brute Énumération de la croissance bactérienne par dénombrement en cytomètre de flux	(Hammes and Egli, 2005)

### 2.3.2.2 .Suivi en temps réel

Tel que mentionné précédemment, le suivi de la qualité d'eau a également été effectué en temps réel, c'est-à-dire via l'acquisition et d'enregistrement de données obtenues par des appareils de mesure installés sur le pilote. Le tableau suivant résume les paramètres suivis.

Tableau 2-7: Paramètres de suivis de qualité au pilote

<b>Paramètres</b>	<b>Appareil</b>	<b>Points d'échantillonnage <sup>(1)</sup></b>
Carbone organique total (COT)	Analyseur Sievers 900	EB-EDO1-OP1-OP2
pH	Sonde pH/température	EB-ED-OP1-OP2
Température	combinée Hach, model P53	EB-ED-OP1-OP2
Turbidité	Turbidimètre Hach 1720E	EB-ED-OP1-OP2

(1) EB = Eau brute; ED = Eau décantée; EOD1 = Eau décantée-ozonée alimentant le bioréacteur Opaline 1; OP1 = Eau filtrée à la sortie du bioréacteur Opaline 1; OP2 = Eau filtrée à la sortie du du bioréacteur Opaline 2

En résumé, l'ensemble des données recueillies pendant cette étude ont permis d'analyser et d'interpréter les performances du procédé d'un point de vue opérationnel et en termes de qualité d'eau produite. Les résultats sont présentés dans les deux prochains chapitres.

## **CHAPITRE 3. RÉSULTATS DES CONDITIONS D'EXPLOITATION**

Ce chapitre présente l'influence des principaux paramètres et variables d'opération (flux, âge des solides, température, lavages) d'un procédé hybride membranaire opéré en mode biologique. L'influence des paramètres et des variables est évaluée en fonction de leur impact sur le colmatage des membranes, c'est-à-dire en analysant leur effet sur l'évolution de la perméabilité des membranes.

Dans le cadre des travaux, le procédé n'a pas été opéré de manière à minimiser le colmatage des membranes et les opérations d'entretien (lavages), mais afin de tester ses performances à un flux le plus compétitif possible. Compte tenu de cet objectif, le procédé a été opéré dès le début des essais à son flux maximal de conception ( $45 \text{ L/m}^2/\text{h}$ ) avant de réduire successivement les flux de 30 à  $15 \text{ L/m}^2/\text{h}$ .

### **3.1 Variation de la concentration de CAP à l'intérieur des réacteurs**

Cette section présente les résultats du suivi des matières en suspension (MES) contenues dans les bioréacteurs. Soulignons que l'impact de la concentration de CAP dans les bioréacteurs n'était pas initialement un objectif de recherche de cette étude. Le suivi de ce paramètre a été effectué pour assurer un contrôle des conditions d'opération du procédé. Des mesures ont été réalisées à 5 reprises au courant de la période de suivi (Figure 3-1), soit à la 8<sup>ième</sup>, 31<sup>ième</sup>, 71<sup>ième</sup>, 80<sup>ième</sup> et 99<sup>ième</sup> journée d'opération du pilote.

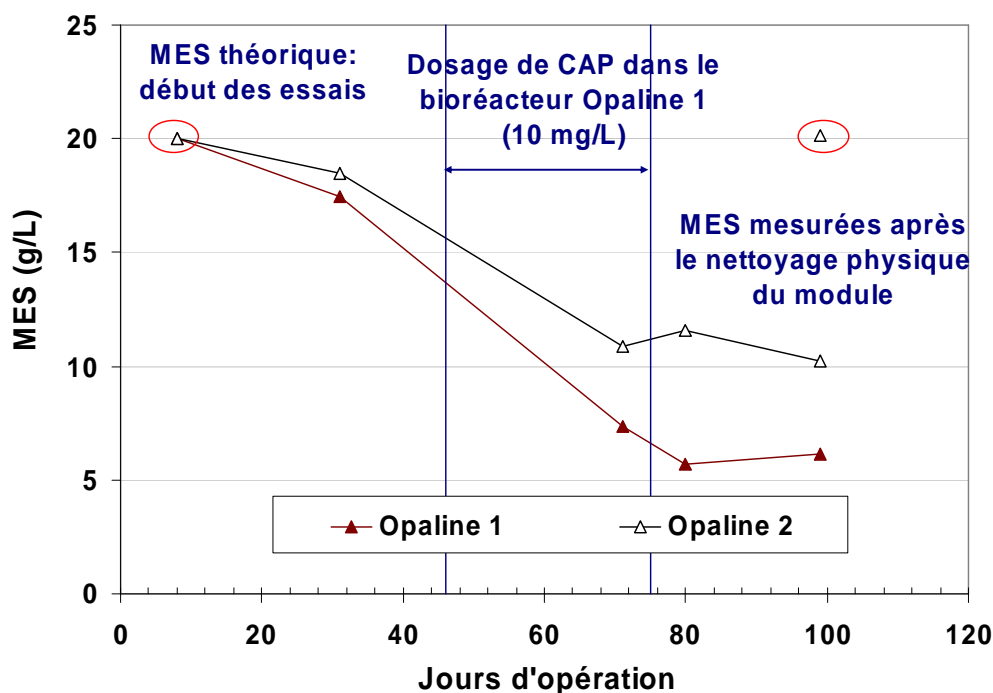


Figure 3-1: Évolution de la concentration de MES dans les bioréacteurs Opaline 1 et 2

Les données présentées à la figure 3-1 indiquent d'une part, que la concentration de matières en suspension dans les réacteurs a diminué avec le temps et d'autre part, que la baisse de concentration était plus marquée dans le réacteur 1 que le réacteur 2.

Tout d'abord, mentionnons que la baisse plus marquée de concentration de MES dans le réacteur 1 est attribuable à une perte de CAP ponctuelle survenue lors de la manipulation pour effectuer le premier lavage physique du réacteur Opaline 1 (68<sup>ième</sup> journée). La perte de CAP occasionnée par le lavage physique du réacteur a été estimée (par la différence entre la concentration initiale (20 g/L) et la mesure de MES tout juste après la remise en fonction du module (7,3 g/L)) à 12,7 g/L.

Dans un deuxième temps, soulignons que les mesures de MES ne correspondent pas à la quantité totale de CAP présent dans le réacteur, mais bien à la quantité de CAP présent dans la phase liquide des réacteurs. La baisse de concentration mesurée sur le réacteur no 2 (réacteur dans lequel aucun ajout/purge n'a été effectué) peut donc être considérée comme une concentration effective contenue dans le réacteur.

Durant les essais, une inspection visuelle des modules a permis de constater la formation d'un gâteau très compact de CAP à l'intérieur des ballots de membranes (Figures 3-2 et 3-3). Une mesure de MES (effectuée sur le réacteur 2 à la fin des essais, avant et après avoir remis la totalité du CAP en suspension) a d'ailleurs permis de valider que les différences entre les mesures de MES et la concentration initiale de CAP correspondait à la quantité de CAP agrégé à l'intérieur des ballots de membranes.



Figure 3-2: Effet de la formation d'un gâteau de CAP à l'intérieur d'un ballot de fibres (ballot de droite)



Figure 3-3: Échantillons d'une particule de CAP agrégée à l'intérieur d'un ballot

Plusieurs auteurs ont proposé des hypothèses pour expliquer le phénomène de colmatage des membranes et la formation d'un gâteau colmatant aux surfaces des fibres (ex : caractéristiques de la MON (hydrophobe/hydrophile)). Toutefois, dans le cadre de ces essais, le système d'aération semble avoir joué un rôle prépondérant pour expliquer le phénomène de colmatage physique causé par le CAP (Figures 3-4 et 3-5). En effet, le système d'aération à l'intérieur des ballots ne semble pas avoir été assez efficace pour empêcher l'agrégation des particules de CAP et la formation d'un gâteau compact de CAP à l'intérieur des ballots de fibres.



Figure 3-4: Système d'aération en périphérie des membranes



Figure 3-5: Dispositif d'aération à l'intérieur des ballots de membranes

L'impact du phénomène d'agrégation des particules de CAP sur les performances des membranes est difficilement quantifiable ou qualifiable compte tenu des tests effectués. Néanmoins, il peut être raisonnable de croire que l'efficacité du bioréacteur no 2 soit représentative d'une concentration de CAP inférieure à 20 g/l, mais supérieure à 10 g/L. Le cas échéant, les performances (mécanismes d'adsorption et de biodégradation) du réacteur n'auraient pas été suivies dans les conditions optimales, c'est-à-dire à une concentration effective de 20 g/L. En effet, il est probable que le CAP agrégé ne soit pas aussi efficace que le CAP en suspension. Il favorise probablement la présence d'écoulements préférentiels. Pour supporter cette hypothèse, mentionnons un épisode anecdotique durant lequel nous avons senti des odeurs de sulfures qui semblaient être associées à une dégradation de la biomasse. Les odeurs ont été senties lors d'un lavage, lorsque le module a été sorti hors de l'eau. Pour s'assurer que l'aération était suffisante dans les réacteurs, des mesures d'oxygène dissous dans l'eau furent réalisées lors de la remise en fonction des modules. Comme les résultats indiquaient la présence d'oxygène à l'entrée et la sortie des réacteurs, nous pensions que les odeurs n'étaient pas reliées à une dégradation de la biomasse. Toutefois, suite aux résultats de MES et à l'inspection visuelle des membranes, l'hypothèse de conditions anaérobiques locales à l'intérieur des agrégats de CAP apparaît plausible. En effet, l'hétérogénéité du CAP à l'intérieur des réacteurs pourrait expliquer qu'une partie de la biomasse était en condition anaérobie (la biomasse attachée aux particules de CAP dans les ballots de membranes) et donc la cause probable des odeurs.



Les données de suivi ne permettent malheureusement pas d'évaluer l'impact de la concentration de CAP en suspension sur la perméabilité des membranes (variation de flux, agrégation des particules de CAP, nettoyage non efficace).

## 3.2 Colmatage des membranes

### 3.2.1 Influence du flux transmembranaire

Cette section présente le résultat des essais effectués pour déterminer l'influence du flux transmembranaire sur le colmatage des membranes. Tout d'abord, des essais réalisés ont permis de déterminer les propriétés des membranes à l'état neuf en présence et en absence de CAP (Figure 3-6). Ces essais permettaient de connaître la perméabilité initiale des membranes avec/sans CAP.

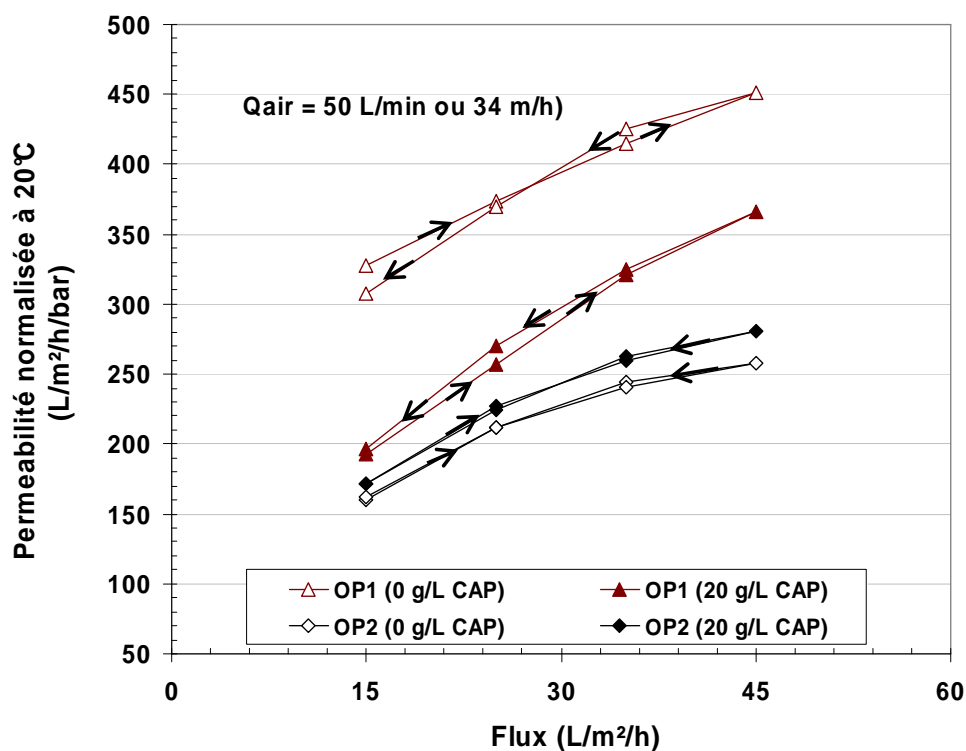


Figure 3-6: Évolution de la perméabilité des membranes : essais en eau claire avec et sans CAP. OP1= module Opaline 1, OP2= module Opaline 2

Les essais de flux en eau claire montrent (1) une différence de perméabilité initiale entre les modules de membranes ne contenant pas de CAP ( $\Delta_{\text{moy}} = 153 \text{ L/h/m}^2/\text{bar}$ ), (2) que la présence de CAP réduit la perméabilité du réacteur 1 ( $\Delta_{\text{moy}} = 29\%$ ) tandis qu'il améliore celle du réacteur 2 ( $\Delta_{\text{moy}} = 7\%$ ) et (3) qu'il existe un phénomène d'hystérésis pour l'ensemble des cycles de filtration testés (15-25-35-45-35-25-15 L/m<sup>2</sup>/h), que les réacteurs contiennent ou non du CAP.

Comme mentionné précédemment, les tests de flux en eau claire (ou idéalement en eau ultra-pure) servent à déterminer les propriétés initiales des membranes. Les différences de pression entre les réacteurs Opaline 1 et 2 (pour les essais effectués sans CAP) sont donc probablement attribuables à des différences de caractéristiques de fabrication ou d'installation des modules pilotes. Il est important de rappeler que des modules industriels ont été modifiés pour les besoins du pilote. De plus, ces modules ont été exposés à des conditions variables avant la tenue de ces essais (durée de mise en eau, exposition à du CAP).

L'effet contradictoire de la présence de CAP est quant à lui plus difficilement explicable. Les résultats obtenus sur le réacteur 2 sont surprenants, car il semble peu probable que les particules de CAP améliorent la résistance à la filtration. D'ailleurs, les résultats de recherche publiés par Seo et al. (2004), indiquaient que la PTM augmente proportionnellement en fonction du temps (formation d'un gâteau de CAP) et de la concentration de CAP. Comme l'effet observé sur le réacteur no 2 ne corrèle pas cette théorie, il est possible que les résultats obtenus soient attribuables à des erreurs de lectures de la sonde de pression ou du débitmètre situé sur la conduite de perméat. L'erreur serait potentiellement au niveau des essais sans CAP sur le module 2 (sous-estimés) puisque les valeurs avec CAP sont similaires d'un module à l'autre. Par conséquent, nous retiendrons que les résultats obtenus sur le réacteur 1 indiquent que la résistance causée par le gâteau de CAP au début des essais équivaut (en moyenne) à une augmentation de 29% de la résistance à la filtration causée par la membrane seule. La perméabilité initiale des deux modules avec CAP est similaire bien que les pentes soient différentes. Le module 2 semble être plus influencé par le CAP à flux élevé. Ce comportement différent lors des essais en eau claire rendra difficile la comparaison entre les deux modules. Les observations porteront donc davantage sur les changements de conditions sur un même module.

Par ailleurs, d'après l'allure des courbes et l'hystérésis observée pour les résultats avec et sans CAP, l'augmentation du flux transmembranaire augmente la résistance à la filtration, mais sans

entraîner le colmatage des membranes. Ces résultats ne sont pas surprenants compte tenu de la quasi-absence de matière organique lors des essais.

Selon Seo et al. (2005), la résistance à la filtration est causée par une combinaison de facteurs, telles la résistance de la membrane, l'interaction attractive entre les membranes et les particules présentes dans l'eau, l'obstruction des pores durant la filtration, la formation d'une couche de particules à la surface des membranes, ainsi que la formation d'une couche de gel (par polarisation de certaines macromolécules présente dans l'eau). D'ailleurs, selon l'auteur, la résistance du gâteau de CAP et de la couche de gel sur les fibres des membranes peut représenter (en présence de matières organiques) jusqu'à 90% de la résistance totale.

Afin d'observer l'influence de la variation du flux transmembranaire avec une eau chargée en matières organiques, la figure 3-7 présente les résultats de perméabilité et de PTM du réacteur no 2.

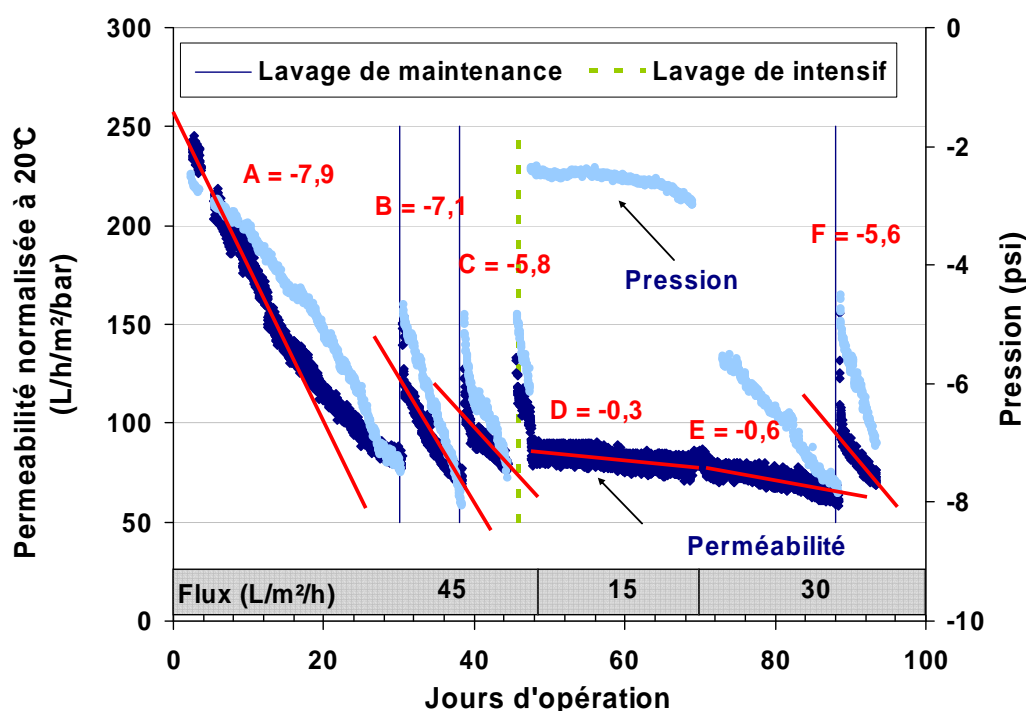


Figure 3-7: Influence du flux sur la perméabilité et la PTM du réacteur Opaline 2 opéré à une concentration de CAP de 20 g/L

Les résultats montrent que l'évolution de la perméabilité n'est pas constante pour un flux donné. Lors des 45 premiers jours d'opération, le flux était de 45 L/m<sup>2</sup>/h. Le taux de décroissance ( $\Delta P/\Delta t$ ) de la perméabilité pour cette période a varié entre les lavages chimiques de maintenance de -7,9%/d (A) à -7,1%/d (B) à -5,8%/d (C). Un changement de flux à 15 L/m<sup>2</sup>/h a ensuite énormément modifié la pente de décroissance de la perméabilité, la réduisant à -0,3%/d (D), soit un facteur de 95% (p/r à la moyenne des décroissances à 45 L/m<sup>2</sup>/h). Par la suite, une hausse de flux à 30 L/m<sup>2</sup>/h a entraîné une décroissance de -0,6%/d (E), et a évolué à -5,6/d% (F) après un lavage chimique intensif.

L'influence des lavages sur le changement du taux de décroissance de la perméabilité des membranes est difficilement explicable et aucune raison pertinente n'a pu être trouvée. Toutefois, la nette différence des résultats entre des flux de 45, 30 et 15 L/m<sup>2</sup>/h porte à croire que le flux d'opération optimal serait compris dans un intervalle entre 15 et 30 L/m<sup>2</sup>/h. En effet, d'après les résultats présentés, le flux a un impact majeur sur le colmatage des membranes avec des durées de cycle très courtes pour le flux de 45 L/m<sup>2</sup>/h. Il est également important de noter que les lavages ne permettaient pas de regagner la perméabilité initiale. Un colmatage irréversible était présent ce qui a pu influencer considérablement l'allure des courbes de perméabilité.

### **3.2.2 Influence du contrôle de l'âge du CAP**

Cette section présente le résultat des essais effectués pour déterminer l'influence de l'âge du CAP sur le colmatage des membranes.

Tout d'abord, rappelons que l'influence de ce paramètre peut être analysée en fonction de l'âge du CAP dans le réacteur ou d'un dosage équivalent. Dans le cadre des essais, un dosage de 10 mg/L a été choisi pour opérer à des coûts raisonnables et réalistes en regard des pratiques observées en traitement des eaux. Ce dosage correspond (en fonction des conditions hydrauliques et des caractéristiques physiques des réacteurs) à un âge de boues de 46 jours. Lorsque l'on aborde l'interprétation des résultats sous cet angle, il est important de se rappeler que l'âge ainsi défini correspond à l'âge « moyen » des particules contenues dans le réacteur. La figure 3-8 présente l'impact du dosage de CAP frais sur la perméabilité et la pression transmembranaire.

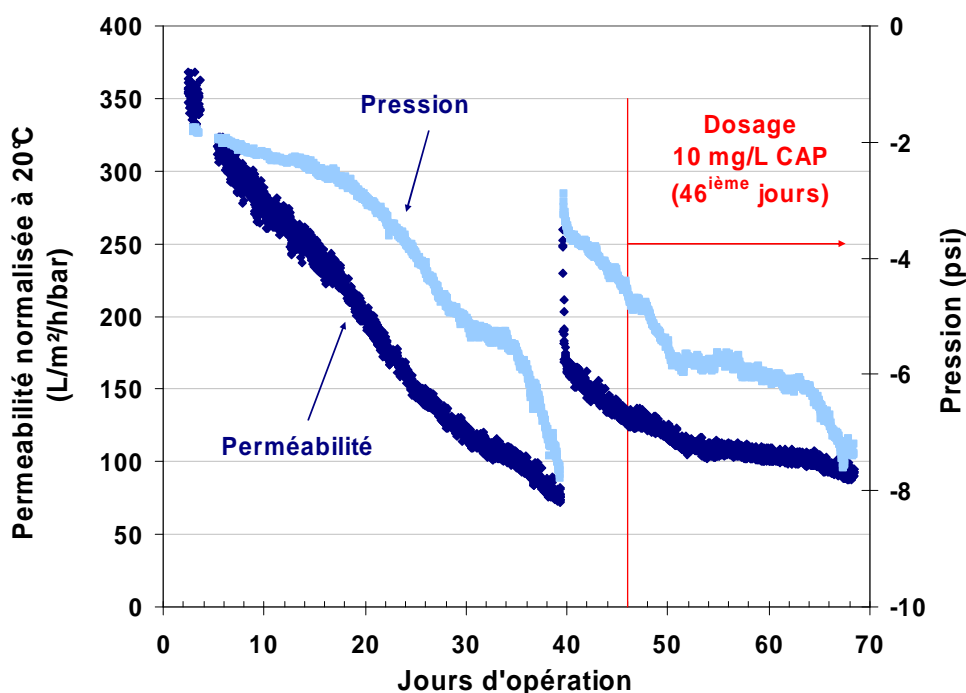


Figure 3-8: Influence de l'âge du CAP sur la perméabilité et la PTM du réacteur Opaline 1 opéré à un flux de 45 L/m²/h et une concentration de CAP de 20 g/L

L'analyse des PTM du réacteur 1 indique une amélioration environ 5 jours après le début du contrôle de l'âge du CAP, soit le jour 46. Toutefois, une inflexion a également été observée au 28<sup>ème</sup> jour, sans raison apparente. L'hypothèse la plus probable serait que le changement observé 5 jours après le début du dosage (51<sup>ème</sup> jours) provienne de l'augmentation des capacités d'adsorption du CAP induit par l'apport de CAP frais. Or, l'analyse de la capacité d'adsorption du CAP via l'enlèvement du carbone organique réfractaire (COR) (Figure 3-9) ne corrèle pas clairement cette hypothèse. Par contre, la littérature indique que le CAP utilisé en mode adsorption réduit le colmatage des membranes (Suzuki et al., 1998), ce qui n'a cependant pas été démontré pour du CAP en mode biologique.

En ce qui concerne la perméabilité, le contrôle de l'âge de CAP n'a pas eu d'effet marqué. Il faut dire cependant que l'âge de CAP, même à 46 jours, demeure élevé, ce qui implique le renouvellement d'une faible fraction du CAP (1/46 par jour) et donc un mode de fonctionnement majoritairement biologique.

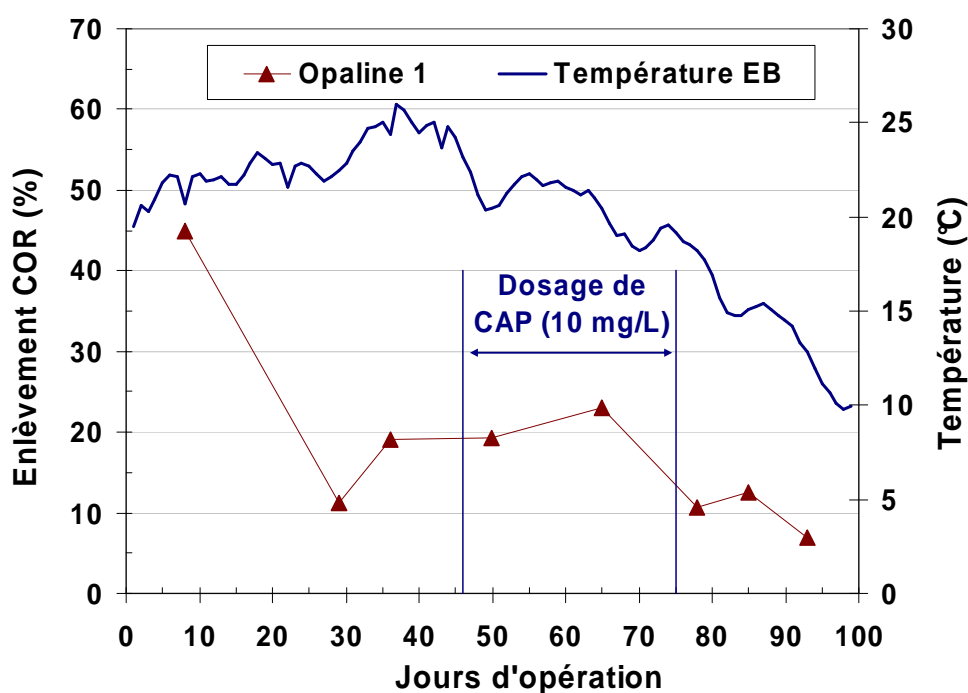


Figure 3-9: Évaluation de la capacité d'adsorption du CAP via l'enlèvement du carbone organique réfractaire (COR). Performances obtenues pour réacteur Opaline 1 opéré à un flux de 45 L/m<sup>2</sup>/h et une concentration de CAP de 20 g/L

### 3.2.3 Influence de la température

L'influence de la température sur le colmatage des membranes est un phénomène complexe. Une variation de température peut entraîner simultanément différents effets influençant le colmatage causé par la MON, tel que :

- Un changement de qualité d'eau : une variation de température peut affecter l'efficacité du prétraitement et la nature de la NOM.
- Une variation des performances d'enlèvement par voie d'adsorption : une variation de température peut changer des propriétés du CAP (taille des particules) en favorisant leur attachement ou leur désagrégation.

- Une variation des performances d'enlèvement par biodégradation : une variation de température affecte la croissance des bactéries fixées sur les particules de CAP et les cinétiques de biodégradation.

Considérant ces éléments, il n'a pas été possible d'isoler l'influence de la température sur le colmatage des membranes en analysant l'évolution de la perméabilité des membranes sur la période de suivi des essais.

### **3.3 Utilité et efficacité des lavages**

Cette section présente l'utilité et l'efficacité des lavages pour mitiger le phénomène de colmatage des membranes.

Il existe différents types de lavage, soit les rétro-lavages, les lavages chimiques (LC) et les lavages physiques (LP). Les lavages chimiques peuvent être de maintenance (LCM) ou intensifs (LCI) selon la concentration de base et d'acide et le temps de trempage utilisés. On utilise les lavages pour recouvrer les propriétés initiales des membranes (PTM et perméabilité). La nature du lavage à effectuer est déterminée en fonction du type de colmatage (réversible, irréversible) affectant les membranes. De manière générale, les lavages chimiques doivent permettre un recouvrement des propriétés initiales de l'ordre de 80% (objectif de l'industrie). Le tableau 3-1 résume la nature des lavages ayant été réalisés au cours des essais-pilotes et leur pourcentage d'efficacité (le détail des procédures est quant à lui présenté au tableau 2-4).

Tableau 3-1: Efficacité des lavages chimiques et physiques

Réacteur	Opaline 1		Opaline 2				
Type de lavage	LCM	LP	LCM				LCI
Date	20 août 09	18 sept 09	11 août 09	19 août 09	8 oct 09	16 oct 09	25 août 09
<b>Avant lavage</b>							
flux transmembranaire (L/m <sup>2</sup> /h)	45	45	45	45	30	30	45
vide en filtration (psi g)	-7,8	-7,5	-7,4	-8,1	-7,7	-8,0	-7,6
température (°C)	25,0	19,1	22,9	25,7	15,1	10,7	24,8
perméabilité normalisée (L/m <sup>2</sup> /h)	75	91	84	71	65	70	78
<b>Après lavage</b>							
flux transmembranaire (L/m <sup>2</sup> /h)	45	45	45	45	30	30	45
vide en filtration (psi g)	-2,9	-2,2	-4,7	-4,8	-4,5	-3,9	-4,8
perméabilité normalisée (L/m <sup>2</sup> /h)	203	309	132	121	111	143	123
gain de perméabilité (%)	169%	241%	57%	69%	71%	105%	58%
recouvrement global (%)	55%	84%	50%	46%	42%	55%	47%

Légende:

LCM: lavage chimique de maintenance

LCI: lavage chimique intensif

LP: lavage physique

Les valeurs de gain de perméabilité inscrites au tableau précédant ont été calculées en fonction des conditions « avant » les lavages. Le recouvrement global représente un indice d'efficacité des lavages par rapport aux conditions initiales de mise en route des membranes. Ces conditions sont résumées dans le tableau ci-dessous.

Tableau 3-2: Propriétés initiales des membranes

Conditions initiales	Opaline 1	Opaline 2
débit filtration (L/h)	450	450
vide en filtration (psi)	-1,8	-2,5
température (°C)	20,3	20,6
perméabilité normalisée (L/m <sup>2</sup> /h)	367	262

Les résultats démontrent clairement que les lavages chimiques typiquement utilisés pour les membranes ne sont pas efficaces lors de l'utilisation avec du CAP dans la configuration testée. Moins de 60% de la perméabilité est recouvrée suite aux lavages. De plus, il n'existe pas de différence entre les lavages chimiques de maintenance et intensifs. Les lavages ont été optimisés de manière à éliminer le colmatage minéral (pH<3, acide citrique >1000 mg/L) et le colmatage organique (pH>12, NaOH + NaOCl). Le lavage basique a été effectué à haute température (>35°C) de manière à maximiser son efficacité. Le colmatage des membranes semble résider à un autre niveau et ne pas être facilement réversible par les lavages chimiques. Toutefois, le lavage physique consistant à manipuler les modules un à un afin d'en extraire les amas de CAP donne



un bon résultat en permettant un recouvrement de 84%. La bonne efficacité du lavage physique indique que la diminution de la perméabilité observée lors de nos essais est probablement principalement influencée par la formation d'un gâteau de CAP à la surface des membranes et par l'agrégation de CAP à l'intérieur des ballots de membranes. Le colmatage irréversible attribuable à l'encrassement des pores des fibres membranaires (16%) est donc relativement faible en comparaison au colmatage réversible.

Les faibles gains de recouvrement de perméabilité suite aux lavages chimiques sont sans doute principalement attribuables à l'accumulation de CAP à l'intérieur des ballots de membranes. En effet, l'agrégation des particules de CAP à l'intérieur des ballots a probablement empêché les produits chimiques d'agir efficacement sur les fibres des membranes. Ce phénomène est également probablement la raison pour laquelle aucune différence n'a été observée entre les lavages de maintenance et le lavage intensif. Les lavages chimiques incluent l'utilisation d'hypochlorites (solution de NaOCl), un oxydant réputé efficace pour réduire le colmatage dû à la MON. Or, comme le CAP est un réducteur, il a probablement dans ce cas-ci réduit l'action des hypochlorites (quoiqu'un résiduel a été mesuré dans l'eau de lavage à la fin des procédures).

En résumé, avant de pouvoir conclure sur l'efficacité des lavages chimiques, des actions pour corriger le problème de formation d'un gâteau compact de CAP à l'intérieur des membranes devront être prises. Par exemple, il est suggéré d'améliorer le système d'aération ou de modifier la configuration des modules (membranes attachées dans le haut des modules) ou encore de modifier l'alimentation en eau pour créer plus d'agitation.

### **3.4 Synthèse des résultats d'opération**

Cette section présente la synthèse des résultats d'opération obtenus dans le cadre de cette étude. Mentionnons que ces conclusions sont spécifiques au système à l'étude et ne devraient pas être généralisées pour des conditions d'opération ou de configuration différentes. En résumé, nous pouvons retenir que :

- Il existe un flux d'opération (probablement compris entre 15 et 30 L/m<sup>2</sup>/h) pour lequel l'exploitation du procédé est optimale (équilibre entre la productivité du système et les opérations d'entretien).

- Les particules de CAP frais n'ont pas d'impact sur le colmatage des membranes à court terme, mais le CAP colonisé forme des agrégats qui causent un colmatage physique des membranes.
- Il apparaît nécessaire d'opérer à une concentration de CAP inférieure à 20 g/L ou de trouver une solution pour diminuer le colmatage physique (ex. : amélioration des conditions d'agitation dans les modules) ou d'opérer le procédé à un âge de boues plus faible afin de prévenir la formation d'agrégats de CAP, tel qu'observé en mode biologique.
- Le bon recouvrement des propriétés initiales des membranes (PTM et perméabilité) lors du lavage physique (>80%) indique que le colmatage des membranes est principalement de nature réversible. Le phénomène d'agrégation du CAP à l'intérieur des ballots de membranes apparaît comme la principale cause de ce colmatage et également la raison pour laquelle l'efficacité des lavages chimiques n'a pas pu être évaluée correctement.

## CHAPITRE 4. ÉVOLUTION DE LA QUALITÉ D'EAU

Ce chapitre présente les données de qualité d'eau compilées durant la période de suivi des essais-pilotes. Il traite des performances du procédé pour l'enlèvement de la matière organique et distingue les performances d'enlèvement du carbone obtenu par voie biologique et par adsorption. De plus, il compare l'évolution de la qualité d'eau à la sortie des bioréacteurs à celle issue des filtres biologiques de l'usine. À certaines occasions, l'impact des principaux paramètres d'opération (flux, concentration CAP, âge des solides) et de la température est présenté.

### 4.1 Contrôle de la turbidité

Cette section présente les données de turbidité enregistrées en continu à l'eau brute et à l'eau décantée (figure 4-1) ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs (figure 4-2).

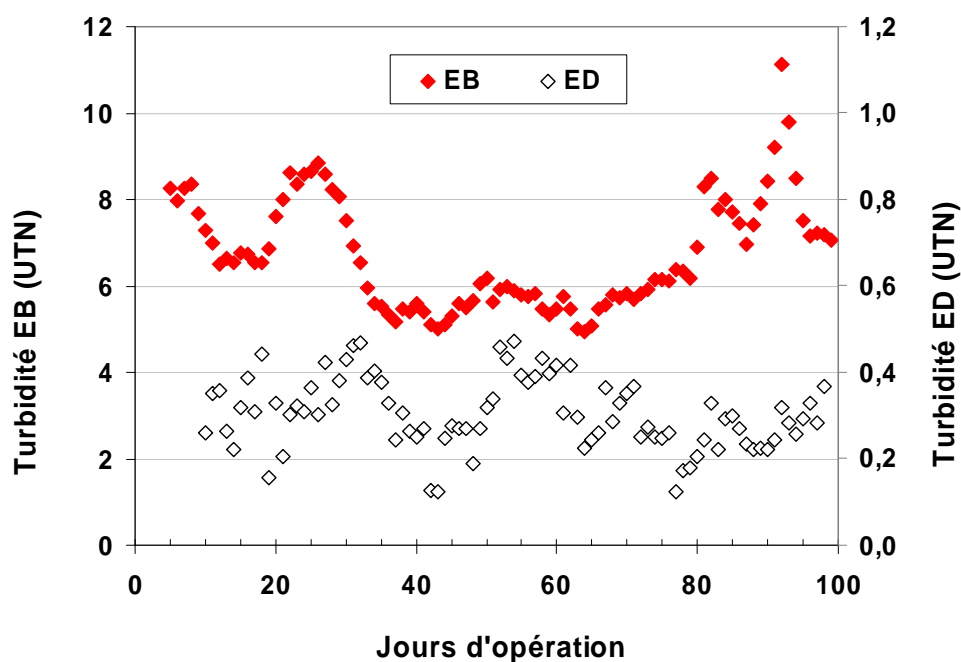


Figure 4-1: Turbidité à l'eau brute (EB) et à l'eau décantée (ED) pendant la période de suivi des essais

La figure 4-1 montre que la turbidité à l'eau brute varie de 4,93-11,13 UTN (moyenne de 6,71 UTN) et que la turbidité à l'eau décantée varie de 0,12-0,47 UTN (moyenne de 0,30 UTN). La performance moyenne d'enlèvement des décanteurs lamellaires à lits de boues pulsées de l'usine est donc de 95%. Ces résultats indiquent que l'enlèvement de la turbidité à l'étape de décantation est excellent et stable face aux variations de qualité d'eau brute. On peut donc considérer que l'apport en MES aux bioréacteurs est faible. Par exemple, en posant un flux de 45 L/m<sup>2</sup>/h (flux maximal testé) et un apport en MES de 0,3 mg/L (en supposant une relation 0,1 UTN = 0,1 mg/L de MES, (Gauthier et al., 2001), on obtient une accumulation potentielle d'environ 97 g de MES par mois alors que le bioréacteur contient près de 4 000 g de CAP.

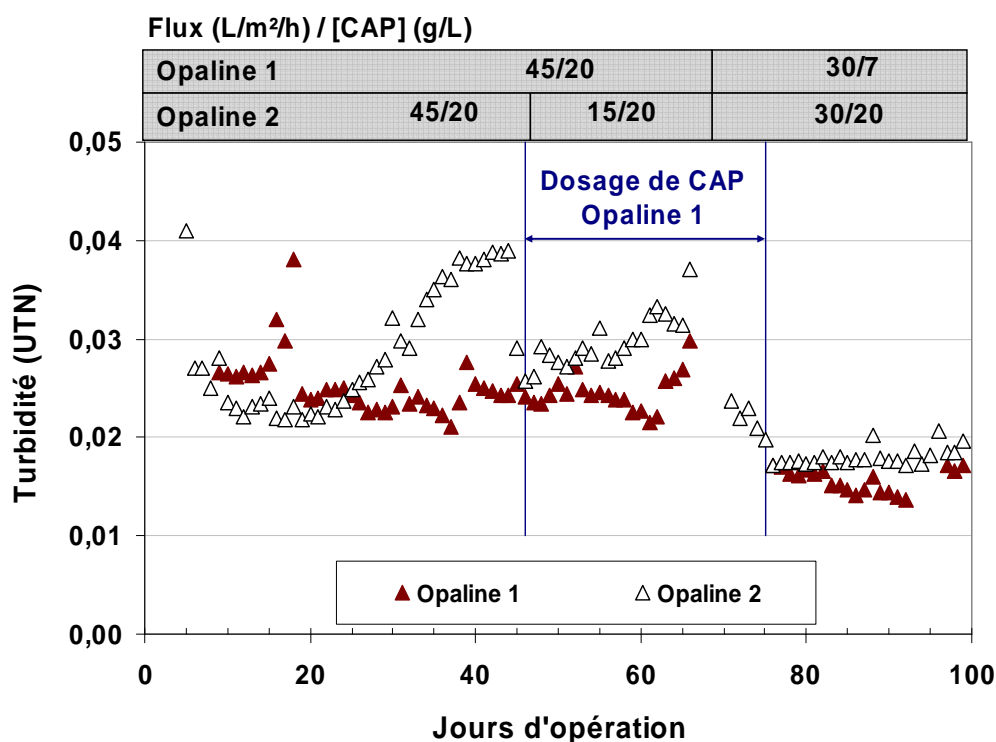


Figure 4-2: Turbidité à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2

Le suivi de la turbidité à la sortie des bioréacteurs montre que la turbidité fluctue entre 0,01 et 0,04 UTN (moyenne 0,02 UTN) sur la période de suivi. Comme démontré par des recherches antérieures (Lebeau et al., 1998; Treguer et al., 2008), les bioréacteurs agissent comme une barrière physique très performante et permettent un bon enlèvement de la turbidité. Compte tenu de la précision de lecture des turbidimètres (0,015 UTN), on remarque que la légère différence de

performance entre les bioréacteurs Opaline 1 et 2 n'est pas réellement significative. Les augmentations progressives et périodiques de turbidité (plus clairement observées sur le réacteur Opaline 2) sont quant à elles attribuables à l'encrassement des appareils de mesures, les baisses de turbidité étant corrélées aux opérations de nettoyage des instruments.

## 4.2 Enlèvement de la matière organique

L'enlèvement de la matière organique peut être évalué en analysant divers paramètres de qualité d'eau. Cette section présente l'analyse des performances des bioréacteurs en fonction de l'enlèvement du COT, du COD, de l'absorbance UV à 254 nm, du CODB et du COA.

### 4.2.1 Carbone organique total (COT) et dissous (COD)

Les performances globales d'enlèvement de la matière organique ont été évaluées en fonction du suivi des concentrations de carbone organique total (COT) et de carbone organique dissous (COD) à l'entrée et à la sortie des bioréacteurs (figures 4-3 à 4-5).

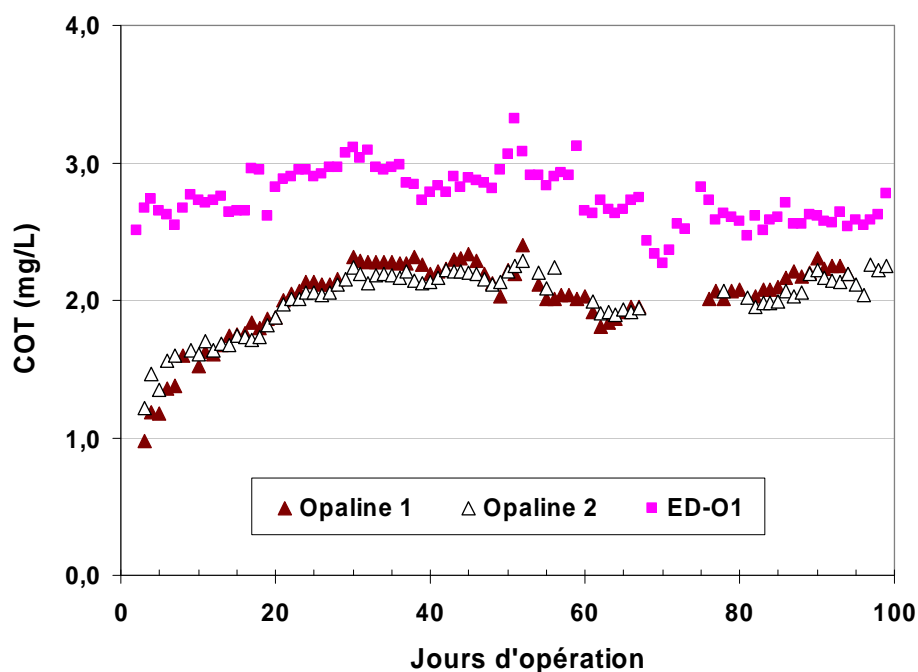


Figure 4-3: Concentrations de COT à l'eau décantée-ozonée (ED-O1) et à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 (données enregistrées en continu)

La figure 4-3 montre que les concentrations de COT à l'effluent des bioréacteurs augmentent jusqu'au 30<sup>ième</sup> jour d'opération et qu'elles se stabilisent par la suite à une concentration moyenne d'environ 2 mg C/L, ce qui est une faible valeur.

Comme présenté dans la revue de littérature, trois phénomènes fondamentaux peuvent contribuer à l'enlèvement de la matière organique; l'adsorption par le CAP, la biodégradation par les microorganismes attachés au CAP et l'enlèvement physique par les membranes (Tian et al., 2008). En période initiale de fonctionnement, c'est-à-dire suite à l'ajout de particules de CAP frais, plusieurs auteurs ont démontré que l'adsorption jouait un rôle dominant dans l'enlèvement de la matière organique dissoute. Cependant, les études ont mis en évidence l'existence de phénomènes pouvant significativement réduire la capacité d'adsorption du CAP et ce, particulièrement pour les systèmes opérés avec un âge de boue élevé (ex. : compétition entre les composés fortement et faiblement adsorbables pour les sites d'adsorption, dépôt de sels (tels que les carbonates) sur les particules de CAP) (Lebeau et al., 1999). Incidemment, les résultats obtenus pourraient indiquer que les performances d'enlèvement observées lors des 30 premiers jours seraient majoritairement attribuables à la capacité d'adsorption du CAP. Par la suite, la stabilisation des concentrations à l'effluent des bioréacteurs pourrait être, soit le résultat d'un équilibre entre la biodégradation et l'adsorption, soit majoritairement attribuable à l'enlèvement par voie biologique. Une analyse plus détaillée de la contribution des différents modes d'enlèvement (adsorption vs biodégradation), via l'évolution des valeurs d'absorbance UV à 254 nm, de COR et de CODB, s'impose toutefois pour confirmer ces hypothèses.

Notons néanmoins que ces résultats sont également cohérents avec les concentrations de COD mesurés en laboratoire et présentés à la figure 4-4. Initialement, les concentrations de COD à la sortie des bioréacteurs sont deux fois plus faibles que celles à la sortie du filtre biologique de l'usine. Par contre, elles augmentent progressivement jusqu'au 30<sup>ième</sup> jour d'opération. Après cette période, elles deviennent équivalentes (voir légèrement inférieures) à celles mesurées à la sortie du filtre biologique de l'usine. Mentionnons toutefois, que le fonctionnement actuel des filtres de l'usine était suboptimal en raison des conditions de pré-oxydation en amont. D'une part, la dose d'ozone appliquée en usine était plus importante que sur le pilote ( $3,5 \pm 2$  mg O<sub>3</sub>/L vs 1,5 mg O<sub>3</sub>/L) et d'autre part, le filtre CAB était pré-chloré avec une dose de 0,3 mg Cl<sub>2</sub>/L.

Les analyses de COD en laboratoire ont permis d'une part, de valider la fiabilité des données de COT enregistrées en continu et d'autre part, de démontrer que les performances du filtre biologique de l'usine (performances attribuables à la biodégradation) étaient relativement stables pendant la période de suivi des essais.

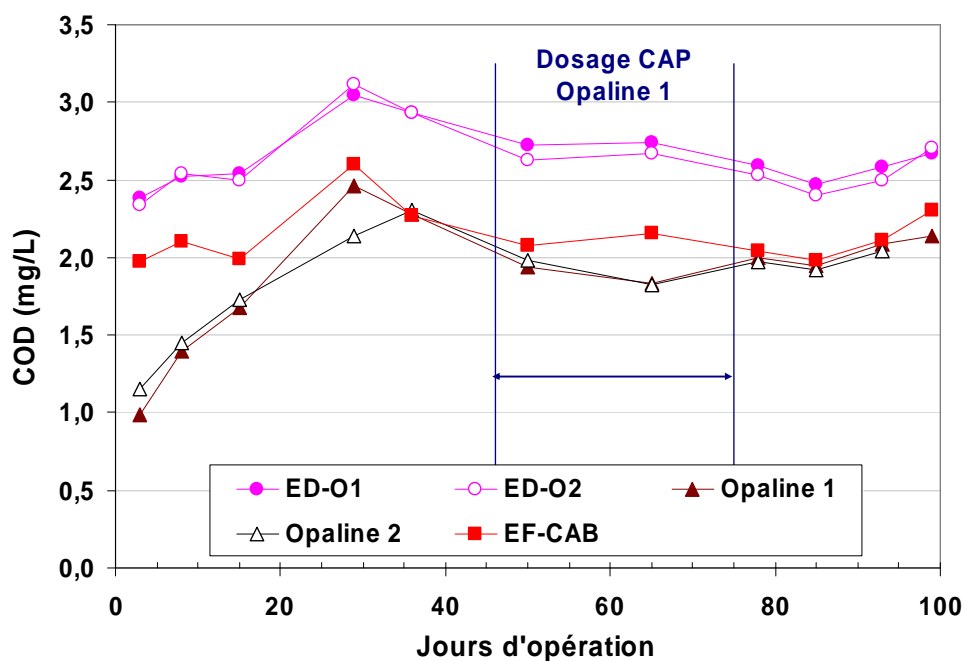


Figure 4-4: Concentrations de COD à l'eau décantée-ozonée (ED-O1 et ED-O2), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB)

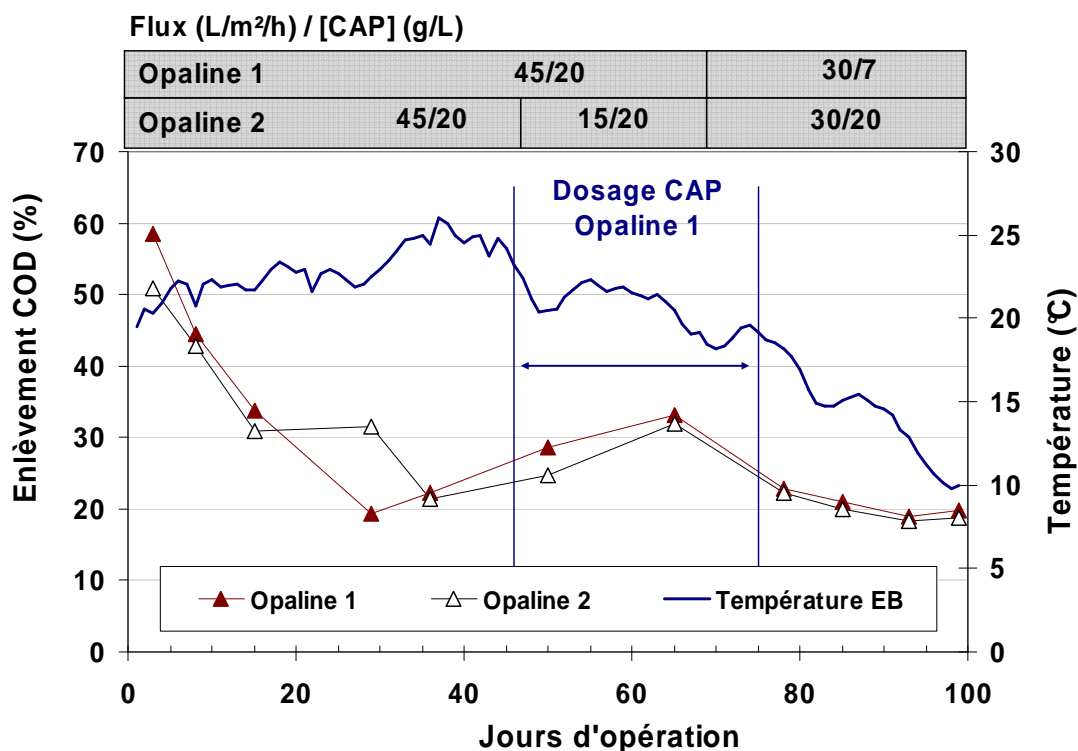


Figure 4-5: Pourcentage d'enlèvement du COD par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2

La figure 4-5 montre que les performances d'enlèvement du COD diminuent progressivement de 60% à 20% dans les 30 à 36 premiers jours d'opération, augmentent pour atteindre un plateau de 30% au 65<sup>ème</sup> jour, puis diminuent de nouveau pour se stabiliser à un enlèvement de 20%.

Tel que discuté précédemment, l'allure des courbes semble montrer que l'adsorption joue un rôle dominant dans les 30 à 36 premiers jours d'opération. L'amélioration de l'enlèvement de la matière organique dissoute serait par la suite expliquée par la quantité croissante de biomasse colonisée sur les particules de CAP. Pour supporter cette hypothèse, mentionnons que des résultats obtenus par Seo et al. (2004) ont également démontré que les performances d'enlèvement du COD diminuaient avec le temps (80% à 30-40%) et qu'il existait un seuil minimum d'enlèvement (20%) attribuable à l'activité de la biomasse; la capacité d'adsorption du CAP ayant toutefois été atteinte après approximativement 3 mois d'opération.



Contrairement à l'adsorption, l'enlèvement de la MO par voie biologique s'améliore généralement avec le temps, pour des performances d'enlèvement maximales atteintes une fois la biomasse acclimatée. Mentionnons néanmoins, que d'après les recherches actuelles, plusieurs variables, telles que la dose d'ozone, la qualité d'eau (pH, nature des composés organiques, température), la concentration de CAP dans les réacteurs, l'âge de particules de CAP et le flux d'opération peuvent altérer le développement des bactéries nitrifiantes et hétérotrophes. De ces facteurs, la température de l'eau semble être une variable de moindre importance (Lebeau et al., 1998; Sagbo et al., 2008; Suzuki et al., 1998). Néanmoins, les études ayant démontrées l'influence de ce paramètre, sur les performances d'un procédé hybride CAP/membrane, ont uniquement abordé les effets d'une température froide d'un point de vue de la réduction de l'azote ammoniacal ou du manganèse dissous. L'influence de la température sur le développement des bactéries hétérotrophes et les cinétiques d'oxydation du CODB n'ayant pas fait l'objet d'une étude spécifique. Par contre, plusieurs études portant sur la filtration biologique supportent la conclusion générale qu'une diminution de température peut affecter les performances d'enlèvement du CODB. En ce sens, Servais et al. (1992) ont montré que pour un changement de température de 20 à 8°C, il était nécessaire de doubler le temps de contact avec le CAP pour obtenir une performance d'enlèvement du CODB équivalente. La différence d'effet entre les biomembranes et les filtres biologiques doit probablement être reliée au rapport flux de substrat/biomasse. Un surplus de biomasse (si présent) pourrait expliquer les valeurs jusqu'à présent observées.

Notons que dans notre cas, les performances d'enlèvement par voie biologique semblent affectées par une température inférieure à 20°C (cf. section 4.2.3). L'activité des bactéries hétérotrophe a néanmoins été en mesure de maintenir un seuil d'enlèvement minimal de 20% et ce, indépendamment de l'impact de l'âge du CAP, du flux ou de la concentration CAP libre en suspension. Soulignons que la variation de la concentration « effective » de CAP dans les réacteurs (20 à 10 g/L) aurait pu être envisagée comme la cause partielle ou totale de la diminution des performances observée vers la fin des essais. L'impact de ce paramètre est en effet difficilement quantifiable, étant donné que le gâteau de CAP formé à l'intérieur des ballots de membranes doit probablement (quoique dans une moindre mesure que le CAP en suspension homogène dans les réacteurs) participer à l'enlèvement de la matière organique dissoute. Néanmoins, comme la figure 3-1 du chapitre 3 « Résultats des conditions d'exploitation » montre

que la concentration des matières en suspension se stabilise à partir du 71<sup>ème</sup> jour d'opération, l'hypothèse que la diminution des performances d'enlèvement soit attribuable à la variation de la concentration dans les réacteurs semble peu probable.

En analysant l'évolution des performances d'enlèvement du COD sur la période de suivi des essais, il est difficile de déterminer les effets provoqués par le contrôle de l'âge du CAP, la variation des flux transmembranaires ou de la variation de la concentration CAP. En effet, les courbes d'enlèvement de chaque bioréacteur ont sensiblement la même allure, ce qui ne permet pas de distinguer précisément l'influence d'un de ces paramètres. Afin de mieux cerner ces effets, un essai ponctuel (c.-à-d. à court terme) de variation de flux (réalisé à la fin de la période de suivi des essais) a démontré que les performances d'enlèvement du COD diminuaient en fonction du temps de contact hydraulique (Figure 4-6). L'enlèvement moyen est passé de 20% pour un flux de 15 L/m<sup>2</sup>/h à 15% pour un flux de 45 L/m<sup>2</sup>/h, la baisse s'accroissant entre 30 et 45 L/m<sup>2</sup>/h.

Mentionnons que les résultats de nos essais corrélaient l'effet, démontré par Vigneswaran et al. (2007), selon lequel l'augmentation des flux membranaires (24, 36, 48 L/m<sup>2</sup>/h) diminue légèrement les performances d'enlèvement du COT (90, 89 et 83%). Par ailleurs, les résultats viennent à l'encontre de l'observation de Kim et al. (2007), selon laquelle le taux de filtration (21 et 42 L/m<sup>2</sup>/h) n'influence pas la qualité d'eau produite (enlèvement de 85% du COT) pour une même concentration de CAP dans le réacteur. Les résultats de ces auteurs ont toutefois, dans les deux cas, été obtenus sur un bioréacteur opéré à un âge de CAP inférieur à 60 jours.

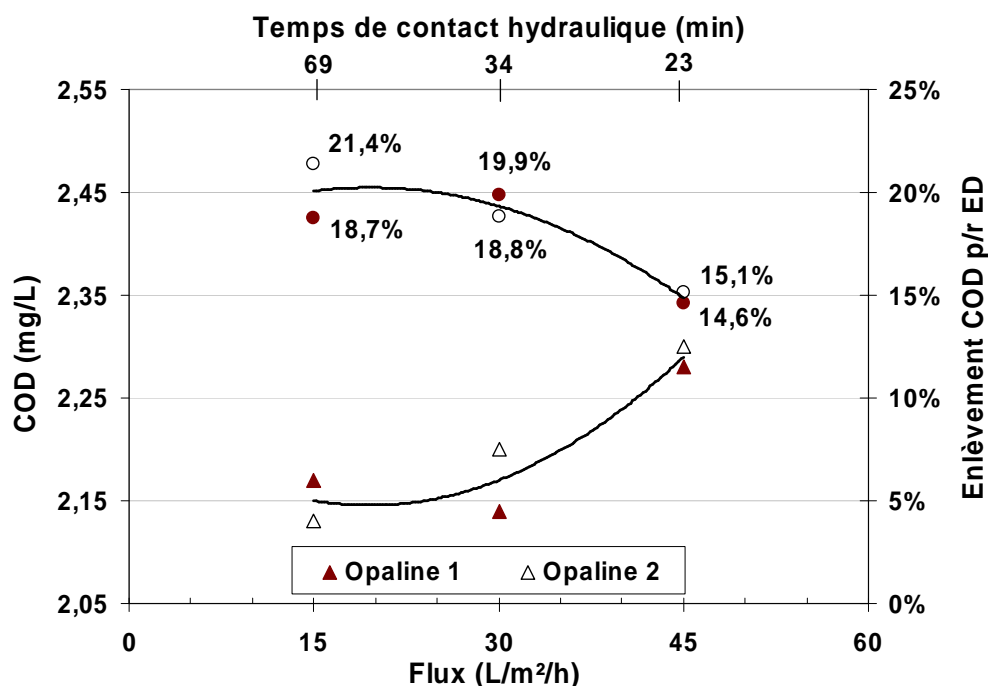


Figure 4-6: Influence du flux transmembranaire sur les concentrations de COD à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 : essai ponctuel réalisé à la fin de la période de suivi

#### 4.2.2 Absorbance UV<sub>254</sub> et carbone organique réfractaire (COR)

L'absorbance UV à 254 nm est une méthode indirecte de mesure des matières organiques, qui caractérise principalement la MON aromatique. Cette fraction de la MON possède des liens moléculaires complexes et donc plus facilement adsorbable que biodégradable. Autrement, le COR représente la fraction du carbone dissous non-biodégradable. Le COR est par ailleurs obtenu en soustrayant le CODB de la concentration de COD. Il est donc pertinent d'étudier ces deux paramètres pour bien évaluer les performances d'adsorption du CAP.

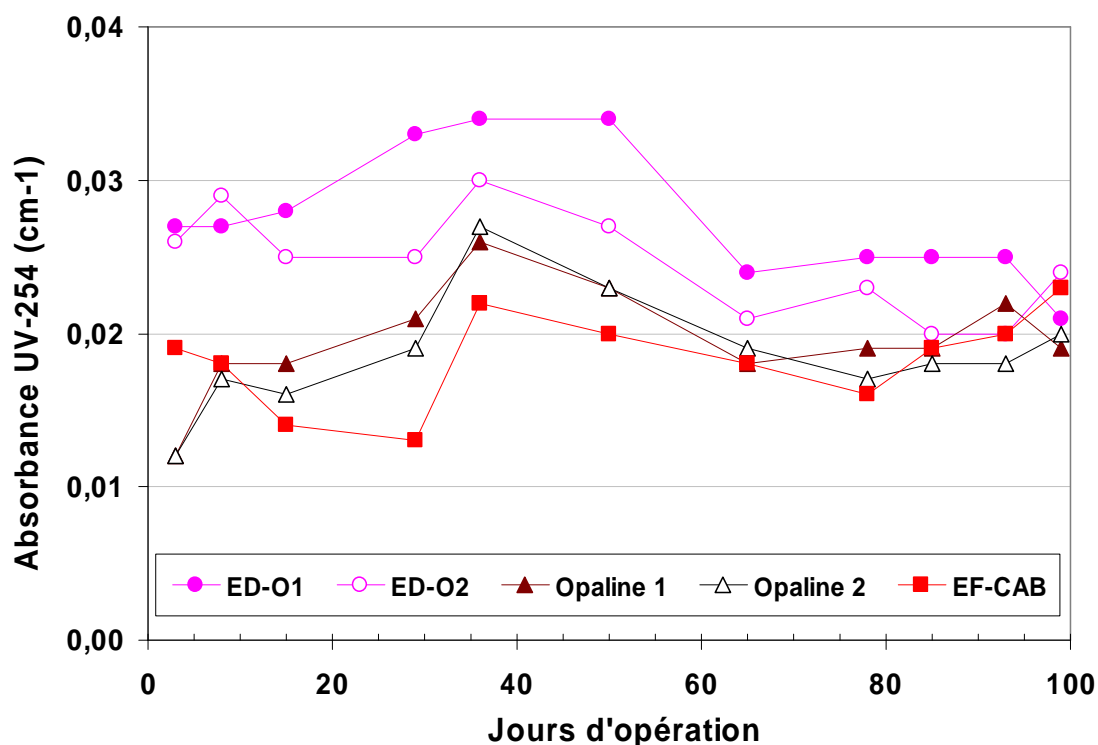


Figure 4-7: Absorbance UV-254 nm à l'eau décantée-ozonée (ED-01 et ED-02), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB)

L'analyse des résultats de la figure 4-7 montre que l'absorbance  $UV_{254}$  à la sortie des bioréacteurs (moyenne de  $0,019 \text{ cm}^{-1}$ ) est comparable aux valeurs à la sortie du filtre biologique de l'usine (moyenne de  $0,018 \text{ cm}^{-1}$ ) pendant toute la période de suivi des essais. On remarque également que les valeurs d'absorbance  $UV_{254}$  à la sortie des bioréacteurs varient en fonction de la qualité de l'affluent (eau décantée-ozonée). Ces valeurs sont toutefois toutes très faibles en raison de la présence de l'ozonation. On remarquera que l'absorbance UV à la sortie des réacteurs Opaline est plus faible que la sortie des filtres CAB lors du jour 4, ce qui s'explique facilement par l'importance de l'adsorption à cette période. Il est cependant plus surprenant de constater que, déjà après 1 semaine, l'absorbance UV a remonté à une valeur comparable aux filtres CAB. Pourtant, le COD était alors de  $1,4 \text{ mg C/L}$  à la sortie des Opaline et de  $2,1 \text{ mg C/L}$  à la sortie des filtres CAB (cf. Fig. 4-4). Il semble donc que le COD soit éliminé d'une façon plus « durable » que l'absorbance UV.

La figure 4-8 montre que les performances d'enlèvement initiales de l'absorbance  $UV_{254}$  et du COR sont (en moyenne) respectivement de 55% et 45%. Par la suite, les pourcentages diminuent jusqu'à atteindre un plateau d'enlèvement moyen de 18% (absorbance UV) et 12% (COR). Le seuil d'enlèvement minimum est atteint pour les deux paramètres entre le 30<sup>ième</sup> et le 36<sup>ième</sup> jour d'opération, soit la même période de temps nécessaire pour observer le seuil d'enlèvement minimum du COD.

Tel que mentionné lors de l'analyse de l'évolution des performances d'enlèvement du COD, il est difficile de déterminer les effets provoqués par le contrôle de l'âge du CAP, la variation des flux transmembranaires ou de la variation de la concentration CAP. En effet, l'allure des courbes d'enlèvement ne permet pas d'observer précisément l'influence d'un de ces paramètres.

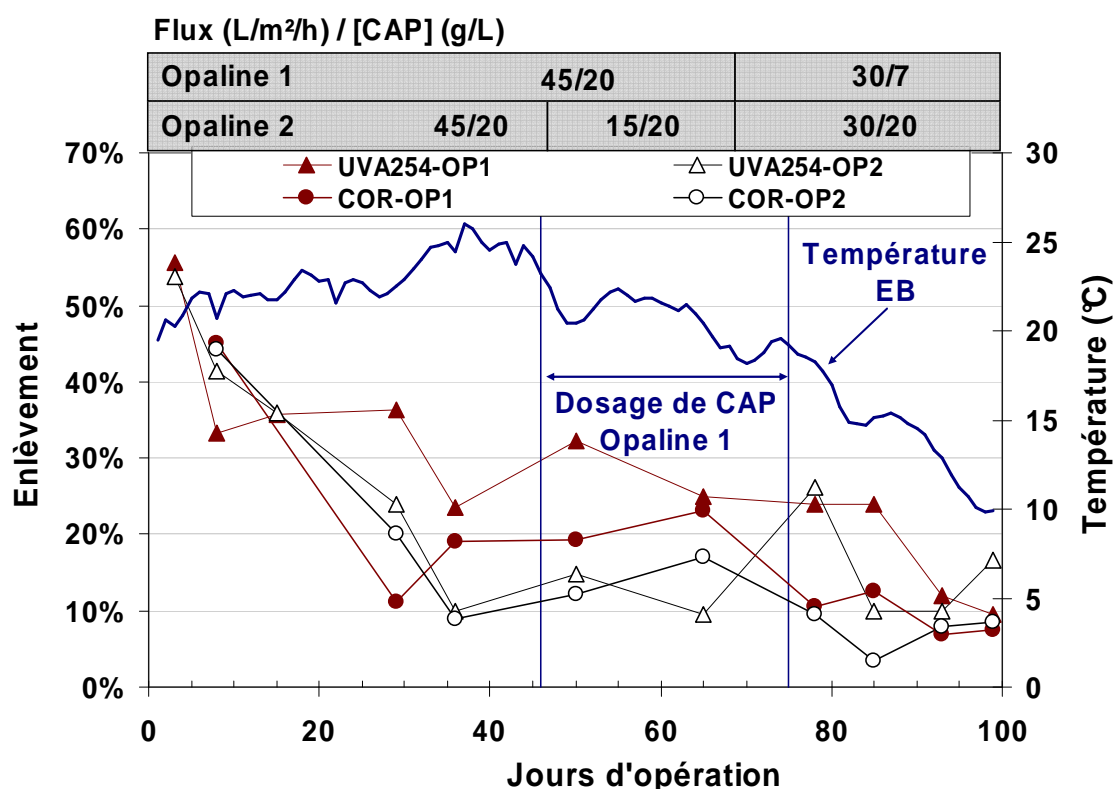


Figure 4-8: Pourcentage d'enlèvement de l'absorbance UV-254 nm et du COR par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 (OP1) et Opaline 2 (OP2)

Tout d'abord, mentionnons que la mesure de l'absorbance UV permet de fournir une information générale sur la structure de la MON. De manière générale, plus la valeur d'absorbance UV est

élevée, plus la fraction aromatique du carbone organique dissous est importante (Mousset et al., 1997). Comme cette fraction est composée de liens moléculaires complexes, elle sera également plus facilement adsorbable que biodégradable. Incidemment, le suivi de l'absorbance UV permet, dans la plupart des cas, une bonne analyse des mécanismes d'enlèvement en jeux (adsorption vs biodégradation). D'autre part, comme le COR correspond à la partie de la matière organique dissoute réfractaire à la dégradation biologique, son suivi permet également d'évaluer l'évolution des capacités d'adsorption du CAP. Dans les deux cas, la décroissance des performances d'enlèvement, mise en relation avec la diminution du taux d'abattement du COD observée dans les 30 à 35 premiers jours d'opération (60% à 20 % et de 55% à 18 % respectivement en COD et en absorbance UV), appuie l'hypothèse que l'adsorption joue un rôle dominant en période initiale de fonctionnement des bioréacteurs. Mentionnons néanmoins que les performances d'enlèvement en absorbance UV sont plus faibles que celles observées par Seo et al. (2004) (90% à 40%), pour une période de suivi de 3 mois sur un bioréacteur contenant 20 g/L de CAP.

#### **4.2.3 Carbone organique biodégradable (CODB) et assimilable (COA)**

Les mesures de CODB et de COA sont des valeurs pouvant être corrélées au potentiel de recroissance bactérienne en réseau (Prévost et al., 2005). L'évolution de ces paramètres sur la période de suivi des essais peut donc indirectement permettre d'évaluer 1) l'activité de la biomasse hétérotrophe développée sur les particules de CAP et 2) la capacité du traitement à produire une eau « biologiquement stable ». Toutefois, tel que décrit par les auteurs, les deux mesures doivent être considérées comme des indices complémentaires. En effet, les valeurs de COA ne représentent que la partie assimilable de la MOB, tandis que la mesure de CODB permet d'en quantifier une plus grande partie. La fraction de la MOB qui participera réellement à la recroissance bactérienne peut donc être sous-estimée dans le premier cas (COA) et surestimée dans le deuxième cas (CODB).

Dans le cadre de ces travaux, des mesures de CODB ont été réalisées lors de chaque échantillonnage alors que des mesures de COA ont été réalisées à trois reprises uniquement. Les résultats des analyses sont présentés aux figures 4-9 (CODB) et 4-10 (COA). La figure 4-11 présente quant à elle l'enlèvement du CODB et la température au cours des essais.

La figure 4-9 montre que les concentrations de CODB à l'eau décantée sont en moyenne de 0,25 mg C/L. Ces valeurs sont haussées d'un facteur 2,4. Il y a donc une formation significative de CODB (0,3-0,4 mg C/L) entre l'eau décantée et l'eau décantée-ozonée. Les différences observées entre l'eau décantée-ozonée des deux contacteurs (ED-O1 et ED-O2) peuvent être expliquées par les variations de dosage d'ozone entre les deux contacteurs reliées au contrôle du procédé. La dose visée était de 1,5 mg  $O_3$ /L dans les deux cas, mais des fluctuations au niveau des débits d'alimentation (causées par l'encrassement des rotamètres à l'entrée des tours de contact d'ozone) ont entraîné des dosages légèrement plus importants sur l'Opaline 2 (les doses réelles à la fin des essais étant respectivement 2,0 et 2,7 mg  $O_3$ /L pour les contacteurs alimentant les bioréacteurs Opaline 1 et 2).

Les CODB à la sortie des bioréacteurs (moyenne de 0,25 mg C/L) (figure 4-9) sont globalement comparables aux valeurs à la sortie du filtre biologique de l'usine (moyenne de 0,28 mg C/L). Cependant, pendant les 75 premiers jours, les deux procédés Opaline produisaient en moyenne une eau avec des CODB un peu plus faibles que le filtre CAB (17,5%;  $p_v = 0,05$ ). Après cette période, les différences ne sont plus distinguables et non statistiquement significatives ( $p_v = 0,44$ ). Les faibles concentrations résiduelles de CODB obtenues permettent de présumer que les bioréacteurs sont en mesure de réduire le risque de recroissance bactérienne dans les réseaux de distribution. Les valeurs obtenues sont toutefois légèrement supérieures à la valeur seuil de 0,15 mg C/L en CODB proposée par Servais et al. (1995) pour assurer la stabilité biologique de l'eau pendant sa distribution.

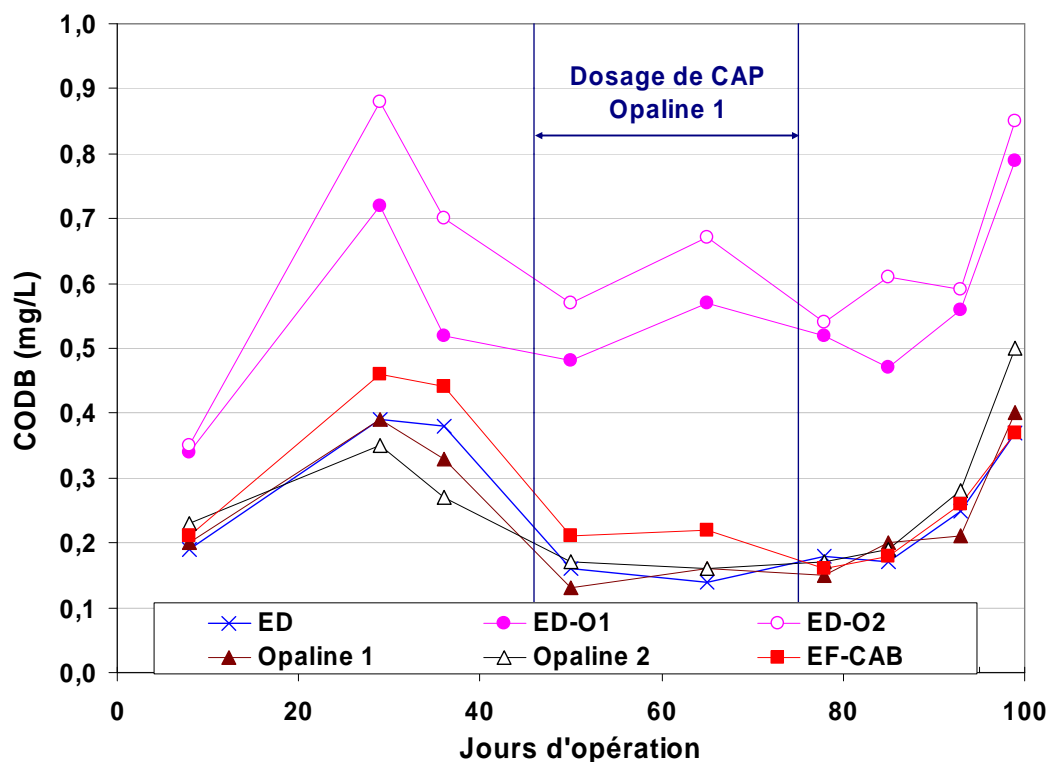


Figure 4-9: Concentrations de CODB à l'eau décantée (ED) et à l'eau décantée-ozonée (ED-O1 et ED-O2), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine.

Comme mentionné précédemment, des mesures de COA ont été réalisées à trois reprises durant la période de suivi des essais, soit le 16 septembre (66<sup>ième</sup> jour), le 5 (85<sup>ième</sup> jour) et le 19 octobre (99<sup>ième</sup> jour). Les résultats obtenus lors de chaque échantillonnage suivent des tendances similaires (Figure 4-10). Les résultats du 1<sup>er</sup> et 3<sup>ième</sup> échantillonnage sont particulièrement semblables. Les résultats du 2<sup>ième</sup> échantillonnage sont légèrement différents mais ces différences ne seraient vraisemblablement pas attribuables à la méthode d'analyse. En effet, comme les analyses des échantillons du 2<sup>ième</sup> échantillonnage ont été répétées à plus d'une reprise, et ce, en obtenant toujours des résultats consistants, les différences observées ne seraient pas attribuables à la méthode d'analyse, mais pourraient être uniquement attribuables à un changement de qualité d'eau.



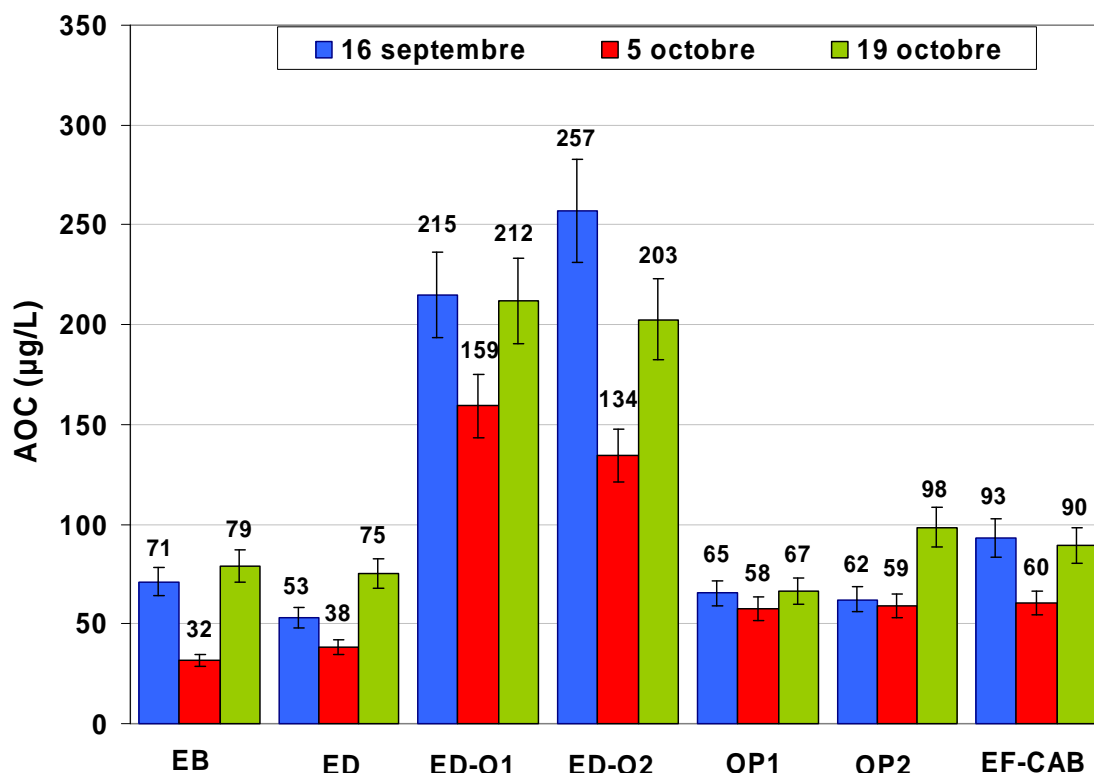


Figure 4-10: Résultats des analyses de COA à l'eau décantée (ED) et à l'eau décantée-ozonée (ED-O1 et ED-O2), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 (OP1 et OP2) et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB). Les barres d'erreur indiquent la précision de la méthode (déviations standard < 10%).

L'analyse des résultats montre qu'il n'y a pas de différence entre les valeurs de COA à l'eau brute et à l'eau décantée. Ceci indiquerait que les concentrations de COA associé à la matière organique dissoute (MOD) ne sont pas influencées par le procédé de décantation. Ces résultats sont surprenants compte tenu de ce que l'on retrouve dans la littérature. En effet, les résultats d'une récente étude de Lou et al. (2009) ont plutôt démontré qu'une floculation-sédimentation permettait de réduire d'approximativement 35% (132 à 86 µg acétate/L) les concentrations de COA. D'autre part, une étude effectuée par Huck et al. (1991) démontrait que les performances d'une étape de coagulation-floculation-décantation pouvaient varier de 0% à 80% (moyenne de 38%) (les importantes variations d'enlèvement du COA n'étant pas expliquées par les auteurs). Toutefois, la comparaison des enlèvements entre ces valeurs et les nôtres est difficile à interpréter, car les performances semblent également fonction du type d'eau traitée (lac, rivière,

etc.) et de son prétraitement (ex : pré-chloration, temps de rétention dans le décanteur, type de coagulant) (AWWA, 2000). D'ailleurs, Volk et al. (2000) ont mentionné que le COA pouvait ne pas être affecté par la coagulation, lorsqu'il était majoritairement composé de molécules à faible poids moléculaire.

D'autre part, on observe que les valeurs de COA augmentent de 254% (56 et 197 µg/L respectivement à l'eau décantée et à l'eau décantée-ozonée) à la suite du procédé d'ozonation. Ce phénomène est toutefois cohérent avec les données de la littérature (Huck et al., 1991; Van der Kooij et al., 1989) suggérant que l'ozonation permet d'augmenter la fraction biodégradable de matière organique naturelle en décomposant les grosses molécules en plus petites molécules plus susceptibles d'être consommées par les bactéries hétérotrophes.

On remarque également que les concentrations moyennes à la sortie des bioréacteurs (63 et 73 µg/L respectivement pour le bioréacteur Opaline 1 et 2) et du filtre biologique (81 µg/L) ne sont pas statistiquement différentes (p-values = 0,15 et 0,59 respectivement pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2) et que les bioréacteurs permettent de réduire les concentrations de COA approximativement aux mêmes valeurs que celles obtenues à l'eau brute indépendamment des concentrations à leur affluent. Selon LeChevallier et al. (1992, 1996), une concentration de COA entre 50 et 100 µg/ permettrait de limiter considérablement le risque de recroissance bactérienne dans un réseau de distribution. Incidemment, les résultats obtenus dans cette étude sont contenus dans la plage des valeurs recommandées pour limiter la recroissance bactérienne.

La figure 4-11 indique que les performances d'enlèvement moyen du CODB augmentent graduellement de 38 % à 74%, de la mise en route au 65<sup>ième</sup> jour d'opération, puis diminuent jusqu'à la fin de la période de suivi pour atteindre une valeur minimale moyenne de 45%. Elle montre également que les performances moyennes des abattements de CODB (62%) et de COA (64%) sont similaires pour la même période de suivi (66 au 99<sup>ième</sup> jour). Au début des essais, comme la biomasse est minimale, les performances d'enlèvement seraient essentiellement attribuables à la capacité d'adsorption du CAP. Par la suite, l'augmentation des performances d'enlèvement du CODB serait causée par le développement croissant de la biomasse hétérotrophe à l'intérieur des bioréacteurs. Conformément aux résultats obtenus pour le COD, comme les capacités du CAP sont en majeure partie épuisées après les 30 à 35<sup>ième</sup> jours d'opération, les performances d'enlèvement du CODB seraient par la suite attribuables principalement à la

biodégradation. Autrement, la baisse des performances d'abattement du CODB et du COA observée après 78 jours d'opération semble attribuable à la baisse de température de l'eau affluente au système. Cette hypothèse peut sembler « fragile » compte tenu des résultats obtenus pour l'enlèvement de l'azote ammoniacal (cf. section 4.3) et un suivi de la qualité dans des conditions plus stables (concentration de CAP, débit, dosage de CAP frais) devrait être effectué pour valider cette théorie. Néanmoins, l'écart de performance observé entre l'enlèvement du CODB et de l'azote ammoniacal pour cette période pourrait être expliqué par la présence d'une plus grande quantité de bactéries nitrifiantes qu'hétérotrophes dans les réacteurs (en raison de l'ensemencement initial de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) ou par la nature des composés organiques contenus dans les bioréacteurs. En effet, quoique la nitrification soit généralement considérée plus sensible à la température, l'hydrolyse de composés organiques complexes l'est encore plus. Toutefois, cette dernière explication n'est probablement pas la cause des différences observées dans le cadre de notre étude étant donné que les pourcentages d'enlèvement de COA (représente la fraction facilement assimilable de la MON) et de CODB sont similaires (respectivement 64 et 62%).

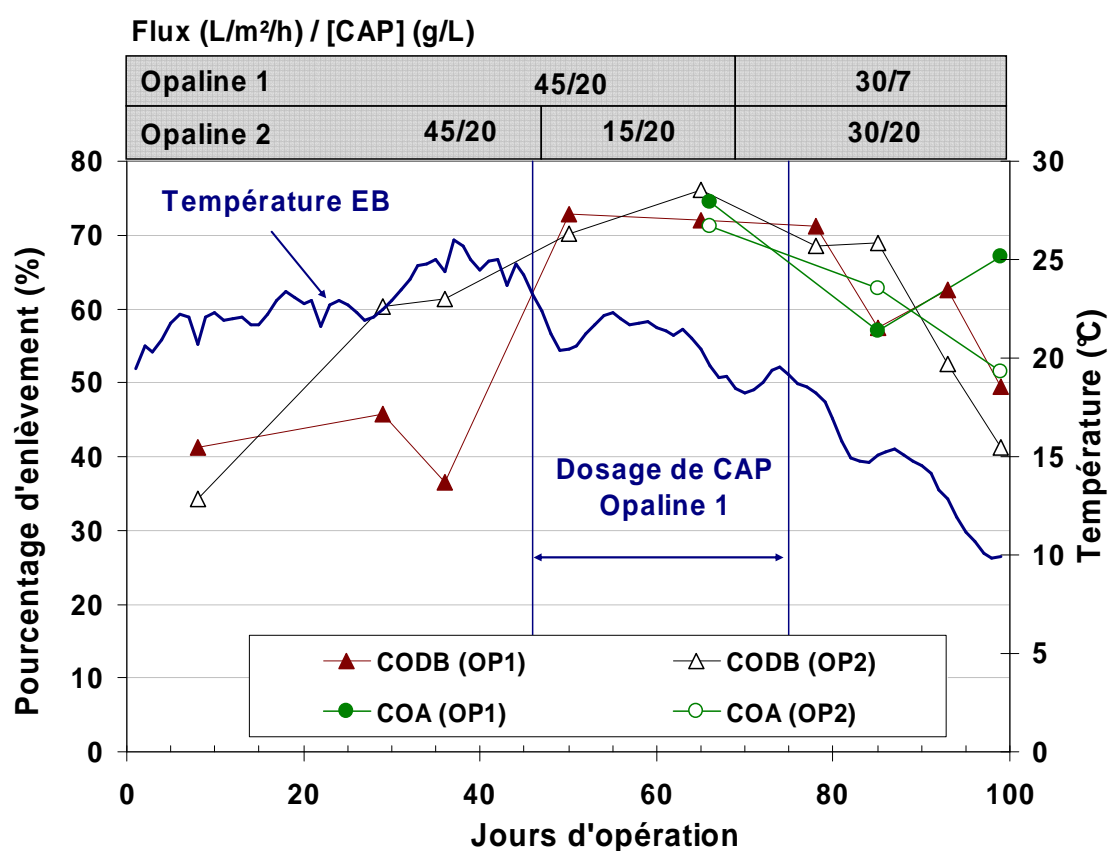


Figure 4-11: Pourcentage d'enlèvement du CODB et du COA par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 (OP1) et 2 (OP2)

Jusqu'à présent, l'adsorption a principalement été étudiée en fonction du COD, de l'absorbance  $UV_{254}$  et du COR. Toutefois, le CODB peut être également en partie adsorbé. Il est donc intéressant de déterminer la contribution effective ou non du processus de biodégradation pour l'élimination du CODB. Suivant le raisonnement que le CODB en théorie adsorbé est équivalent au pourcentage d'élimination du COR, on peut obtenir la fraction du CODB éliminé par biodégradation en soustrayant le CODB mesuré au CODB théoriquement adsorbé. La figure 4-12 montre la contribution théorique de l'adsorption et de la biodégradation pour l'enlèvement global du CODB mesuré.

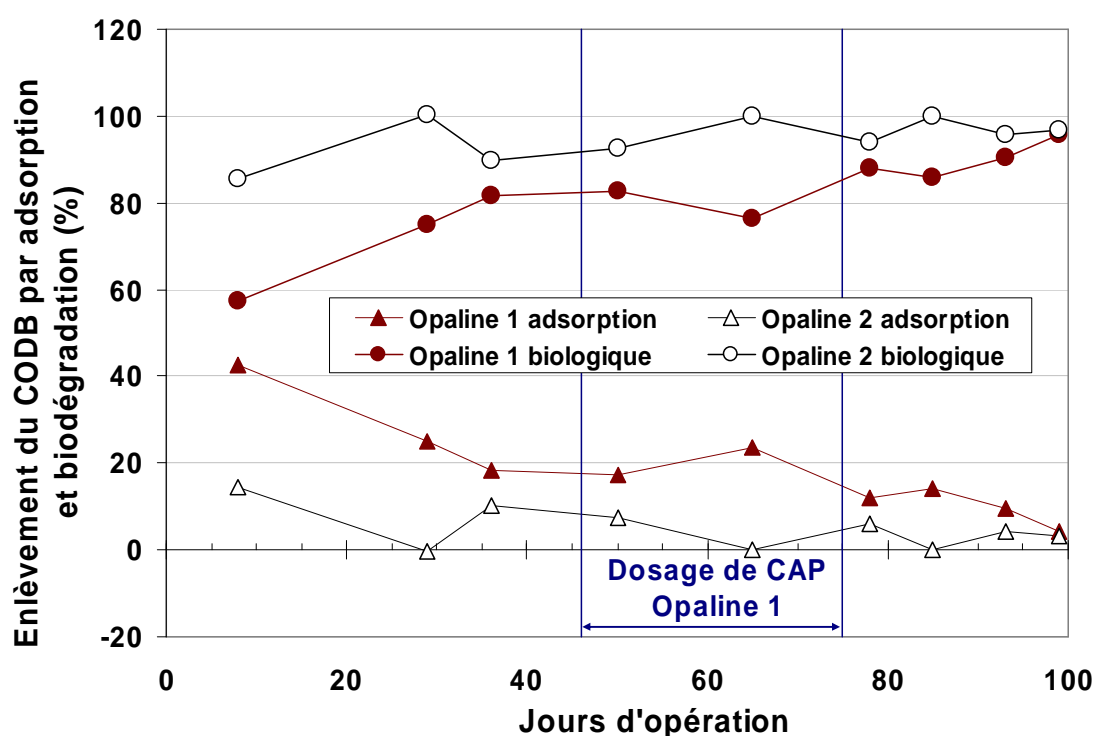


Figure 4-12: Contribution de l'adsorption et de la biodégradation pour l'enlèvement du CODB pour le bioréacteur Opaline 1 et 2

Tel qu'observé précédemment, l'élimination par biodégradation augmente au fur et à mesure de la période de suivi. On remarque que le bioréacteur Opaline 2 atteint près de 100% d'élimination

du CODB par biodégradation après 30 jours d'opération. Il serait raisonnable de supposer qu'une mesure du CODB à  $t = 0$  aurait permis d'observer que 100% du CODB est éliminé par adsorption au début des essais. Incidemment, le taux de décroissance de la fraction du CODB éliminée par adsorption est beaucoup plus important pour le bioréacteur Opaline 2 que pour le bioréacteur Opaline 1. Cette différence est difficilement explicable, mais pourrait être uniquement attribuable aux conditions de mélange (agitation) dans les réacteurs. Autrement, on observe que l'ajout de CAP frais dans le bioréacteur Opaline 1 a légèrement amélioré (2%) la contribution de l'adsorption. Globalement, il apparaît que le dosage de CAP (10 mg/L dans ce cas-ci) n'a pas d'influence significative sur l'efficacité procédé.

### 4.3 Enlèvement de l'azote ammoniacal ( $\text{N-NH}_3$ )

Dans le cadre de ces travaux de recherche, les concentrations d'azote ammoniacal ont été mesurées à l'eau décantée, à la sortie des bioréacteurs ainsi qu'à la sortie du filtre biologique de l'usine (Figure 4-13).

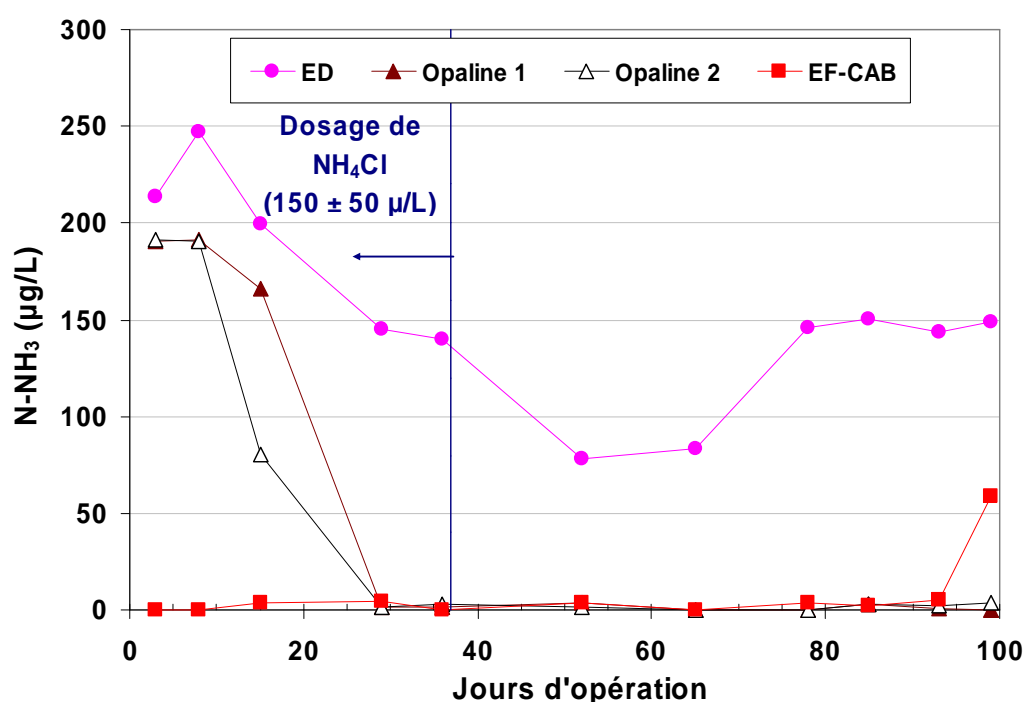


Figure 4-13: Concentrations de  $\text{N-NH}_3$  à l'eau décantée ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine

Au début des essais, une concentration de  $150 \pm 50 \mu\text{g N/L}$  d'une solution stérile de chlorure d'ammonium ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) a été dosée à l'eau décantée alimentant les bioréacteurs, afin de favoriser la colonisation des bactéries nitrifiantes sur les particules de CAP. L'ensemencement de la solution a été arrêté au 35<sup>ème</sup> jour d'opération, soit une fois la biomasse acclimatée. Tel que montré à la figure 4-13, aussi peu que 30 jours ont été nécessaires pour observer l'acclimatation complète des bactéries nitrifiantes, les concentrations d'azote ammoniacal étant par la suite sous la limite de détection de la méthode analytique ( $3,0 \mu\text{g N-NH}_3/\text{L}$ ).

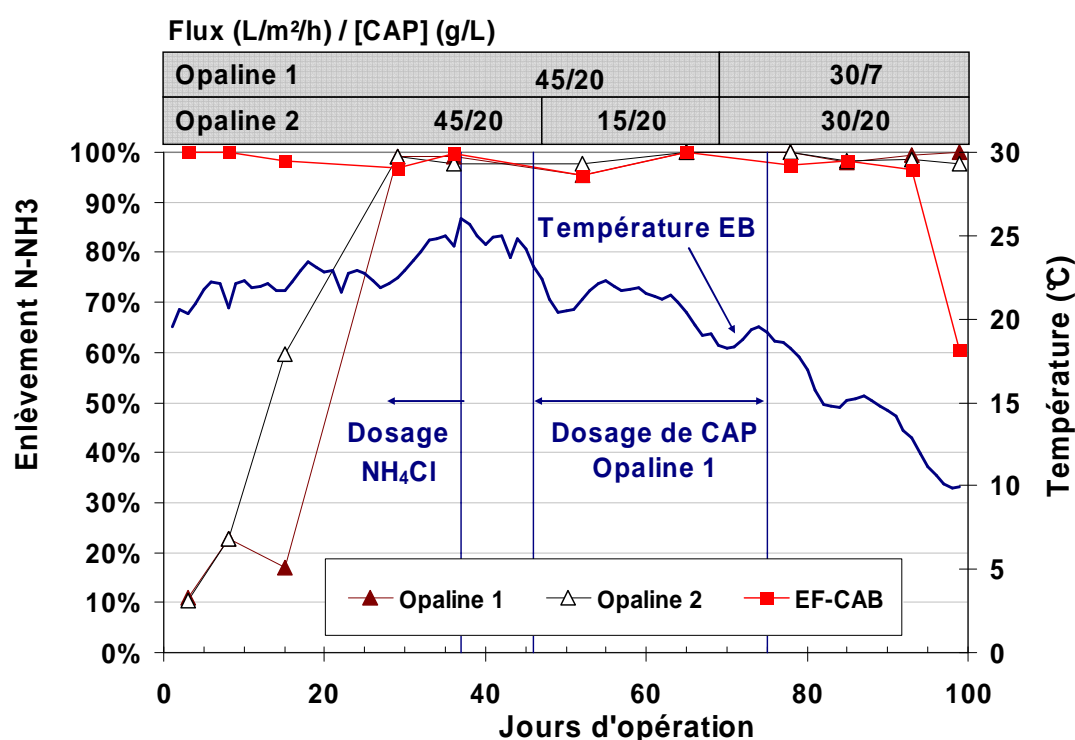


Figure 4-14: Pourcentage d'enlèvement de l'azote ammoniacal ( $\text{N-NH}_3$ ) par rapport à l'eau décantée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2

Les pourcentages d'enlèvement d'azote ammoniacal présentés à la figure 4-14 indiquent que les performances du filtre biologique de l'usine ont diminué de 100% à 60% pour une baisse de température de 12,9 à 9,8°C. De plus, on remarque que les performances des bioréacteurs ne sont pas influencées par la température de la même manière que pour l'enlèvement du CODB.

Selon Andersson et al. (2001), les performances des filtres au charbon actif granulaire biologique peuvent être significativement influencées par une baisse de température. Selon le type de CAP utilisé, l'abattement de l'azote ammoniacal peut varier de 45% à 90% à une température d'eau modéré (4 à 10 °C). Pour des températures inférieures à 4°C, les performances d'abattement seraient (cette fois-ci indépendamment du média) encore plus faibles (<30%). La baisse de performance du filtre biologique à des températures proches de 10°C serait donc cohérente avec la littérature.

Par ailleurs, l'absence d'effet de la température sur les bioréacteurs est plus surprenante. En effet, comme les bactéries hétérotrophes semblent avoir été affectées par une baisse de température inférieure à 20°C, nous aurions cru observer le même phénomène pour les nitrifiantes. Néanmoins, d'après les travaux réalisés par Lebeau et al. (1998), les procédés hybrides CAP/membrane permettent une réduction essentiellement totale (>98%) de l'azote ammoniacal pour des températures aussi froides que 1°C (moyenne de 0,6 et 0,01 mg N/L d'azote ammoniacal respectivement à l'entrée et la sortie du procédé à l'étude). Mentionnons que des performances similaires ont également été observées par Suzuki et al. (1998). Dans leur cas, leurs résultats ont démontré que le procédé nitrifiait à 100% l'azote ammoniacal à une température supérieure à 5°C, mais que les performances étaient de 60% à 70% à une température de 3°C (0,15 à 0,6 mg N/L d'azote ammoniacal à l'entrée du procédé). Mise à part la différence d'effet de la température sur les bactéries hétérotrophes et les nitrifiantes, les résultats obtenus dans le cadre de nos essais sont cohérents avec les observations faites par ces deux auteurs.

En analysant l'évolution de l'enlèvement de l'azote ammoniacal sur la période de suivi des essais, il apparaît que le vieillissement du CAP et la variation de la concentration CAP n'ont pas d'impact significatif sur les performances du procédé. Cependant, un essai ponctuel de variation de flux (réalisé à la fin de la période de suivi) permet d'observer que les performances semblent légèrement influencées par le temps de contact hydraulique (TCH) (Figure 4-15), pour une moins bonne performance à des TCH plus faibles (une diminution du TCH de 34 à 23 minutes ayant entraîné une réduction moyenne des performances de 24%). Notons que ces résultats sont très cohérents avec ceux obtenus par Markarian et al. (soumis 2009). En effet, ces auteurs ont observé qu'une augmentation du TCH améliorait l'enlèvement de l'azote ammoniacal. L'impact le plus significatif ayant été observé pour une augmentation de 15 à 30 minutes, avec un gain moyen de

49% et 11% respectivement pour des bioréacteurs opérés à des concentrations de 5 et 25 g/L. Posant l'hypothèse que la variation des performances est proportionnelle à la concentration de CAP dans les bioréacteurs, le gain pour un bioréacteur contenant 20 g/L aurait été dans leur cas de 21%, soit une valeur très similaire à celle obtenue lors de nos essais (24%).

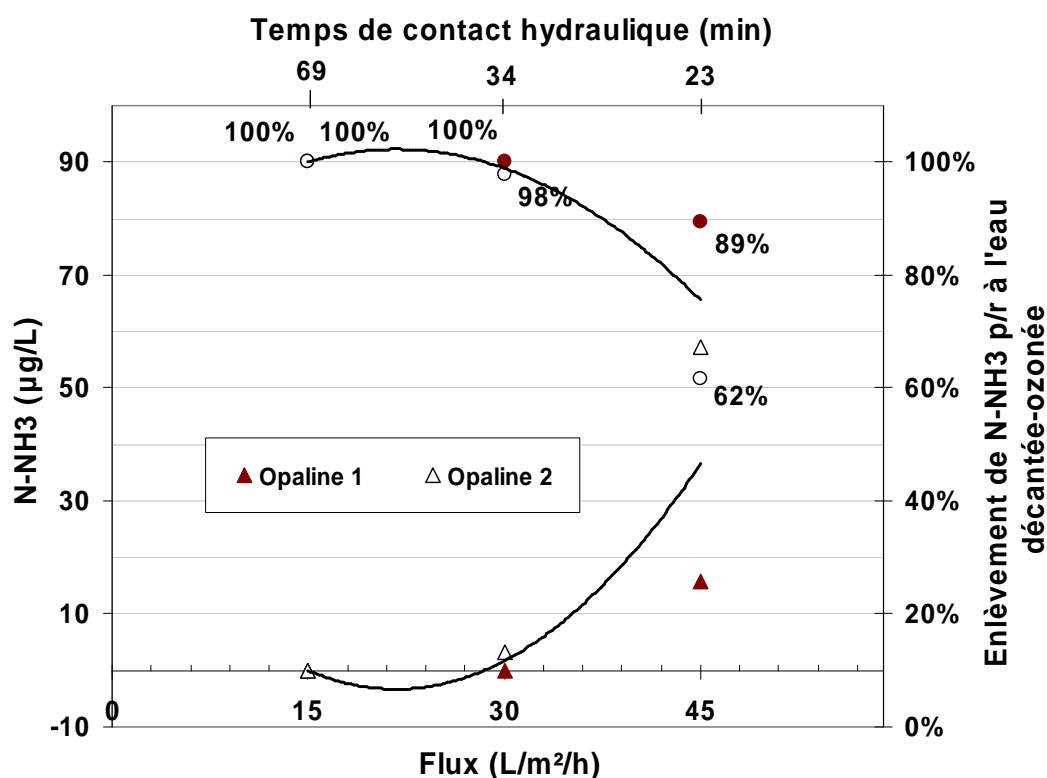


Figure 4-15: Influence du flux transmembranaire sur les concentrations de N-NH<sub>3</sub> à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2

À titre comparatif, mentionnons que le temps de contact moyen dans le filtre biologique de l'usine a varié de 14,4 à 17,0 minutes pendant la période d'essais (calcul basé sur les valeurs de débit journalier moyen à l'effluent des filtres et une épaisseur de charbon actif biologique de 156 cm; données fournies par l'usine) et que les performances de l'usine le jour de ces essais étaient de 61% (58,8 et 149,2 mg N/L respectivement à la sortie du filtre biologique et à l'eau décantée).



#### 4.4 Sous-produits de désinfection organochlorés

Dans le cadre de ces essais, des mesures de précurseurs de trihalométhanés (THM) et d'acides haloacétiques (AHA) ont été effectuées (à 4 reprises) à l'eau brute, à l'eau décantée, à l'eau décantée-ozonée, ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs et du filtre biologique de l'usine. Chaque eau a été dosée avec une concentration de chlore suffisante pour maintenir une concentration de chlore libre de 0,5-1,0 mg  $\text{Cl}_2/\text{L}$  après 24 heures à pH 8,0, comme prescrit par la technique *Uniform Formation Condition* (cf. section 2.3.2.1).

Les résultats de ces essais sont présentés aux figures 4-16 à 4-18.

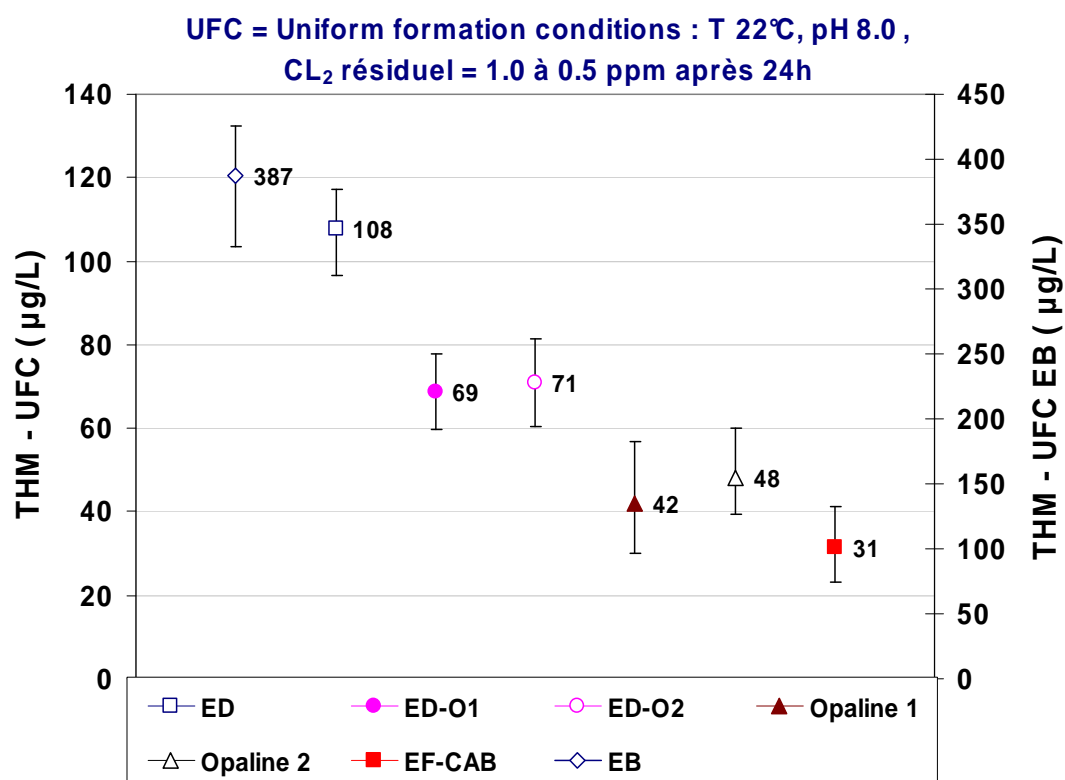


Figure 4-16: Concentrations de THM à l'eau brute (EB), l'eau décantée (ED), l'eau décantée-ozonée (ED-O1 et ED-O2), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB)

La concentration de THM-UFC à l'eau brute a été relativement stable, à 387 +/- 40 µg/L. La décantation a permis un abattement important de 72%, ce qui a ramené cette valeur à 108 +/-

10 µg/L. La performance de l'ozonation est aussi notable, abaissant de 35 % les précurseurs de THM, pour une concentration moyenne de 71 µg/L.

On remarque également que les concentrations de THM-UFC à la sortie des bioréacteurs permettent de rencontrer la réglementation sur les THM en vigueur au Québec (80 µg/L) malgré les conditions conservatrices de l'essai ( $T = 22^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{pH} = 8,0$ ,  $\text{Cl}_2$  résiduel = 1,0 à 0,5 ppm après 24 heures). De plus, on observe que les résultats à la sortie des bioréacteurs sont comparables entre eux, les écarts observés n'étant pas statistiquement significatifs ( $p\text{-value} = 0,09$ ). Pour ce qui est de la comparaison avec le filtre CAB, on y observe une performance légèrement meilleure, soit une concentration de 32 µg/L par rapport à 42-48 µg/L. Ces différences ne sont toutefois pas statistiquement significatives, le nombre d'échantillonnages étant limité pour permettre une conclusion à cet effet. Malgré cette analyse statistique, l'écart de performance entre les bioréacteurs et le filtre biologique pourrait être expliqué par les différentes conditions de pré-oxxydation en amont des filtres CAB et du pilote. D'une part, la dose d'ozone appliquée en usine est plus importante que sur le pilote ( $3,5 \pm 2 \text{ mg O}_3/\text{L}$  vs  $1,5 \text{ mg O}_3/\text{L}$ ) et d'autre part, le filtre CAB est pré-chloré avec une dose de  $0,3 \text{ mg Cl}_2/\text{L}$ . L'utilisation d'une plus grande quantité d'oxydant à l'usine pourrait être à l'origine de la différence observée.

Autrement, on remarque également de grandes différences de demande en chlore entre le filtre CAB et les bioréacteurs (tableau 4-1). La demande en chlore est de  $2,2 \text{ mg Cl}_2/\text{L}$  à la sortie des bioréacteurs ( $t > 30 \text{ d}$ ) alors qu'elle est seulement de  $1,1 \text{ mg Cl}_2/\text{L}$  à la sortie du filtre CAB. La concentration d'azote ammoniacal ne pourrait expliquer cette différence puisque les concentrations étaient négligeables à la sortie de tous les procédés après 30 jours. Les différences d'absorbance UV ou de COD entre les procédés apparaissent également trop faibles pour justifier un tel écart. Une hypothèse a été avancée selon laquelle du CAP pourrait se retrouver dans l'eau filtrée des bioréacteurs, ce qui causerait alors une hausse de la demande en chlore sans générer de THM. Cependant, les faibles turbidités observées dans les perméats ( $< 0,04 \text{ UTN}$ ) nous permettent de douter fortement que du CAP ait pu se retrouver en concentration suffisante pour causer une telle demande en chlore sans que la turbidité soit haussée significativement. L'hypothèse fondée sur les différentes conditions de pré-oxxydation en amont des filtres CAB et du pilote semble donc encore une fois l'explication la plus plausible.

Tableau 4-1: Potentiel de formation des THM évalué en fonction de la demande en chlore et corrigé pour la présence d'azote ammoniacal (7,6 mgCl<sub>2</sub>/mg N-NH<sub>3</sub>)

Type d'eau	THM (µg/L)	DCI2 (mg/L)	N-NH <sub>3</sub> (µg/L)	COD (mg/L)	UV254 (cm <sup>-1</sup> )	THM/DCI2 (ppb/ppm)	THM/DCI2 corrigé (ppb/ppm)
<b>EB</b>	387	6,9	51,3	6,6	0,214	56,1	59,4
<b>ED</b>	108	3,3	154,8	2,9	0,057	32,5	52,3
<b>ED-O</b>	70	3,0	23,6	2,7	0,026	23,6	n/d
<b>Opaline &lt; 30d</b> <sup>(1)</sup>	40	2,4	127,8	1,9	0,019	17,0	39,8
<b>Opaline ≥ 30d</b> <sup>(2)</sup>	48	2,2	0,7	1,9	0,019	21,7	21,8
<b>EF-CAB</b>	31	1,1	2,4	2,2	0,017	29,5	30,0

(1) Résultats obtenus pendant la période d'acclimatation de la biomasse nitrifiante ( < 30 jours)

(2) Résultats obtenus après la période d'acclimatation de la biomasse nitrifiante ( ≥ 30 jours)

La figure 4-17 indique que les performances d'enlèvement des précurseurs de THM pour les bioréacteurs diminuent avec le temps. En condition initiale de fonctionnement, soit lorsque l'enlèvement par adsorption est dominant, les performances obtenues sont de l'ordre de 45% à 60%. Toutefois, après le 30<sup>ième</sup> jour d'opération, les performances diminuent progressivement jusqu'à des valeurs avoisinant seulement 10%.

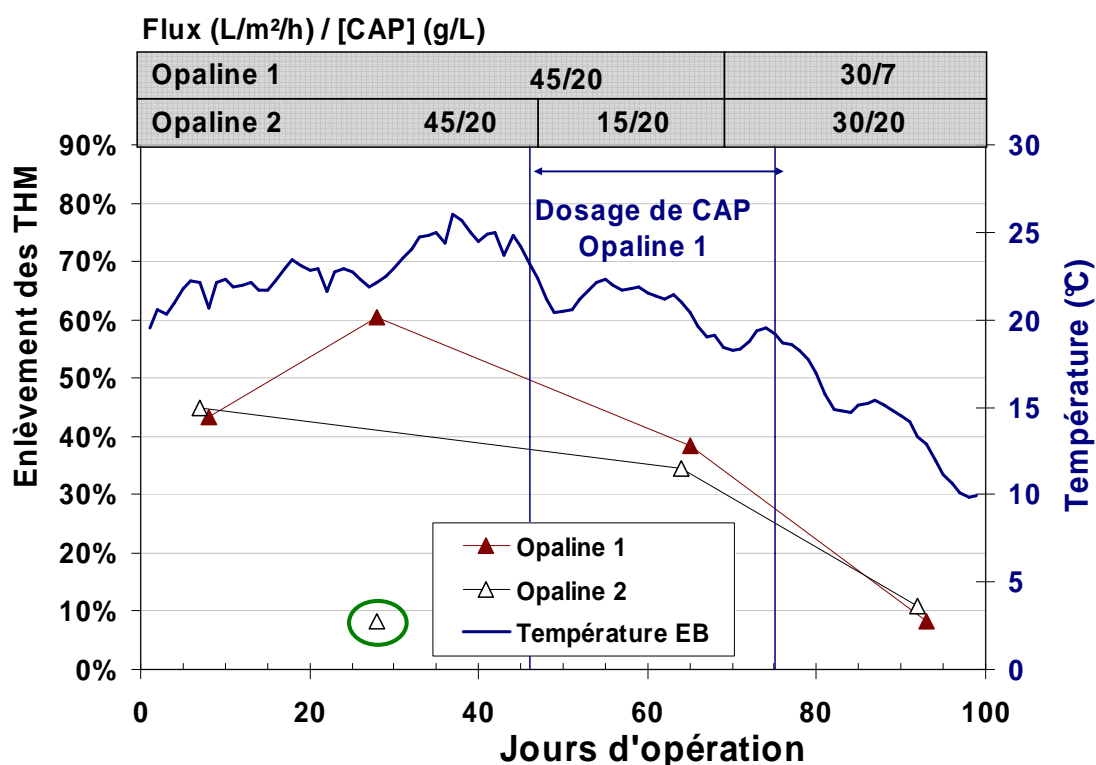


Figure 4-17: Pourcentage d'enlèvement des THM par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2

Ces résultats viennent tempérer des observations faites Oh et al. (2007). En effet, les auteurs ont démontré que leur système avait d'excellentes performances d'enlèvement des précurseurs de sous-produits de désinfection (SPD) ( $p_{\text{THM}} < 8,8 \pm 2,2 \mu\text{g/L}$  dans le perméat). Néanmoins, leurs essais ont été réalisés sur un système opéré uniquement en mode adsorption.

La figure suivante (Figure 4-18) montre les résultats du suivi des acides haloacétiques (AHA) à l'eau brute, à l'eau décantée, à l'eau décantée-ozonée, ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs et du filtre biologique de l'usine.

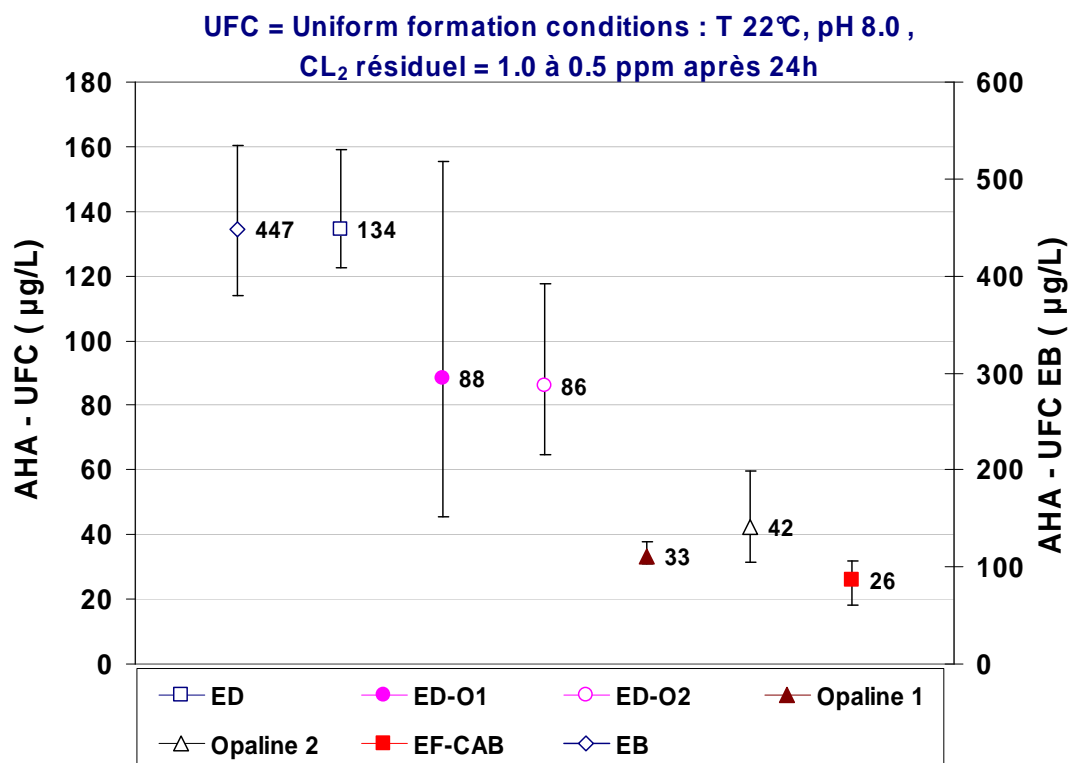


Figure 4-18: Concentrations des AHA à l'eau brute (EB), l'eau décantée (ED), l'eau décantée-ozonée (ED-O1 et ED-O2), ainsi qu'à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 et du filtre biologique de l'usine (EF-CAB)

L'analyse des résultats des précurseurs de AHA permet de corroborer les observations faites précédemment pour les précurseurs de THM et démontre également que les concentrations de SPD sont légèrement plus élevées à la sortie des bioréacteurs Opaline 1 et 2 qu'à l'effluent du filtre biologique de l'usine.

Le suivi des précurseurs de AHA sur la période des essais (figure 4-19) montre que les bioréacteurs permettent un enlèvement moyen de 51%. En condition initiale de fonctionnement, les performances du réacteur Opaline 1 diminuent de 80% à 30% et de 60% à 15% pour le réacteur Opaline 2. Après le 30<sup>ième</sup> jour d'opération, les performances augmentent pour les deux réacteurs à 60%, puis diminuent jusqu'à la fin de la période de suivi pour atteindre une valeur moyenne de 50%. Les tendances observées ne suivent donc pas en tout point celles observées pour les THM. La diminution initiale des performances d'enlèvement des précurseurs de AHA comparativement à l'augmentation des précurseurs de THM pour la même période (0 à 30 jours)

est toutefois difficilement explicable et aucune raison pertinente n'a pu être trouvée. Nous suggérons donc que ce résultat soit une donnée aberrante. Soulignons néanmoins, que la performance par rapport à l'eau brute (données non présentées) démontre que la filière permet un enlèvement moyen de 86% des précurseurs de AHA. De plus, en fonction des concentrations à l'eau brute, les performances ne semblent pas influencées par la diminution de capacité d'adsorption du CAP (si on omet le résultat au jour 30) et semblent optimales une fois les conditions biologiques bien établies.

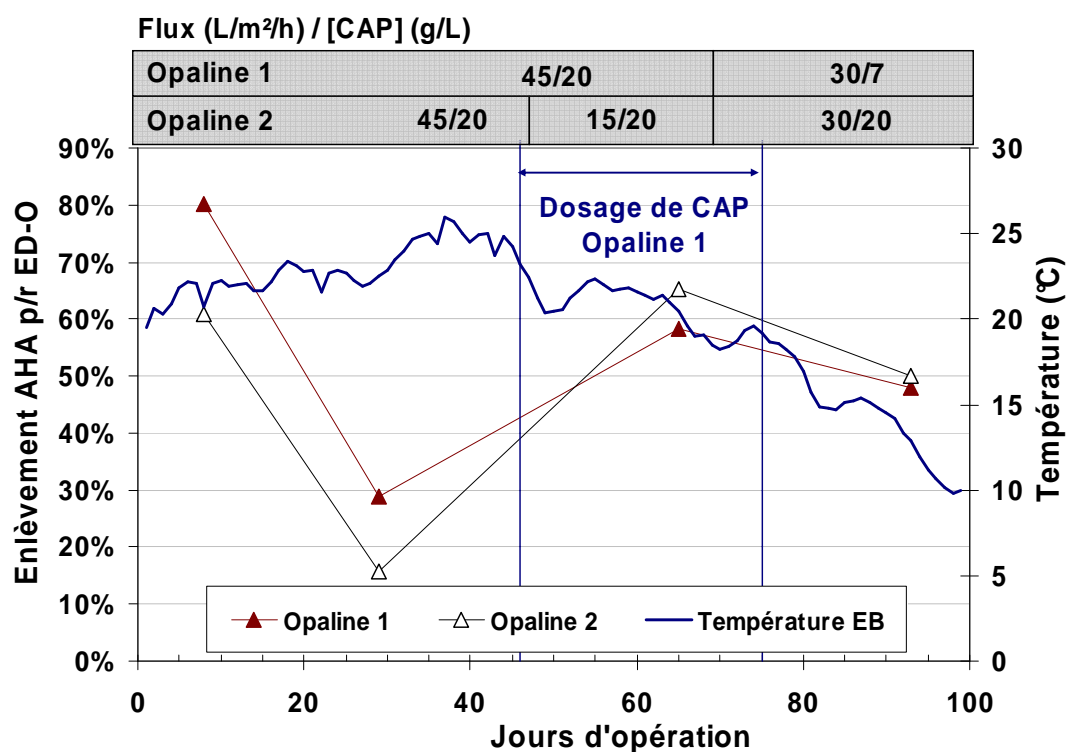


Figure 4-19: Pourcentage d'enlèvement des AHA par rapport à l'eau décantée-ozonée pour les bioréacteurs Opaline 1 et 2

## 4.5 Synthèse des résultats

Cette section présente la synthèse des résultats des performances du procédé en termes de qualité d'eau produite. En résumé, nous pouvons retenir que :

- Les bioréacteurs agissent comme une barrière filtrante très efficace pour l'enlèvement de la turbidité ( $< 0,04$  UNT)
- Les performances d'enlèvement de la matière organique dissoute sont de toutes évidences attribuables à une combinaison des mécanismes d'adsorption et de biodégradation. En période initiale de fonctionnement, l'adsorption joue un rôle dominant dans les bioréacteurs et permet un enlèvement moyen maximal du COD (55%), de l'absorbance  $UV_{254}$  (55%) et du COR (45%). Par la suite, l'épuisement de la capacité d'adsorption du CAP (0 à 30 jours) est progressivement compensé par l'acclimatation croissante d'une biomasse à l'intérieur des bioréacteurs. En condition dominante d'enlèvement par voie biologique, on obtient un seuil d'enlèvement moyen minimal du COD (20%), de l'absorbance  $UV_{254}$  (18%) et du COR (12%), ainsi qu'un enlèvement maximal du CODB (74%) et du COA (73%).
- Une baisse de température (20 à 10°C) semble affecter la biomasse hétérotrophe et conséquemment, les performances d'enlèvement par voie biologique du CODB (74% à 45%). Cependant, les bioréacteurs offrent un fort potentiel de réduction de l'azote ammoniacal (100% après la période d'acclimatation de la biomasse – 30 jours) et ce, même à une température de 9,8°C (100<sup>ième</sup> jour d'opération).
- Les bioréacteurs ont permis de réduire le CODB et le COA à des concentrations moyennes de 0,25 mg C/L et 68 µg/L, soit à une valeur inférieure aux recommandations en COA pour limiter la recroissance bactérienne en réseau.
- Les concentrations de SPD à la sortie des procédés hybrides étaient faibles, autant pour les AHA et les THM, et auraient rencontré selon toute vraisemblance les normes la USEPA (THM : 80 µg/L et AHA; 60 µg/L).

- La qualité de l'eau produite par les procédés hybrides était équivalente ou supérieure à celle d'une filière de traitement avancé comprenant deux étages de filtration. La seule exception à cette affirmation touche la formation de THM et AHA et la demande en chlore, qui étaient plus élevées à la sortie des procédés hybrides. Nous suggérons que cette différence soit attribuable aux conditions de pré-oxydation ( $O_3$  et  $Cl_2$ ) qui diffèrent entre les deux filières de traitement.
- Le dosage de 10 mg/L de CAP pendant une durée de 29 jours n'a pas permis d'observer de gain de performance important sur le procédé.
- La diminution du flux transmembranaire apparaît une stratégie intéressante pour maintenir les performances du système à un même niveau en cas de variation de qualité d'eau alimentant le procédé. Il semblerait en effet que les performances d'enlèvement de la MOD puissent être améliorées en augmentant le temps de contact dans les bioréacteurs.



## CONCLUSION

Dans le cadre de cette étude, des essais ont été effectués sur un procédé hybride pilote combinant des membranes et du charbon actif en poudre. Les performances du procédé ont été évaluées en favorisant des conditions biologiques dans les réacteurs. Les conclusions de cette recherche sont présentées d'un point de vue opérationnel et en termes de qualité d'eau.

D'un point de vue opérationnel, le suivi expérimental a démontré que :

- Il existe un flux d'opération (probablement compris entre 15 et 30 L/m<sup>2</sup>/h) pour lequel l'exploitation du procédé est optimale et qui permet un équilibre entre la productivité du système et les opérations d'entretien.
- Les particules de CAP frais n'ont pas d'impact sur le colmatage des membranes à court terme, mais le CAP colonisé forme des agrégats qui causent un colmatage physique des membranes.
- L'opération du procédé en mode biologique à une concentration de CAP de 20 g/L entraîne la formation d'agrégats de CAP. L'amélioration des conditions d'agitation dans les modules ou l'opération du procédé à un âge de boues plus faible devraient être envisagées comme solutions afin de prévenir ce phénomène.
- Le lavage physique des membranes a permis un bon recouvrement des propriétés initiales des membranes (perméabilité), mais le phénomène d'agrégation du CAP à l'intérieur des ballots de membranes devra être corrigé avant de conclure sur l'efficacité des lavages chimiques.

D'un point de vue qualitatif, le suivi expérimental a démontré que :

- Les bioréacteurs agissent comme une barrière filtrante très efficace pour l'enlèvement de la turbidité.
- Les performances d'enlèvement de la matière organique dissoute sont attribuables à une combinaison des mécanismes d'adsorption et de biodégradation. En période initiale de

fonctionnement, l'adsorption joue un rôle dominant. L'évolution progressive des capacités d'enlèvement par voie biologique permet de compenser l'épuisement des capacités d'adsorption du CAP. Le dosage de CAP frais n'a pas permis d'observer de gain de performance important lorsque le procédé est opéré majoritairement en mode biologique.

- Une baisse de température (20 à 10°C) semble affecter les performances d'enlèvement par voie biologique du CODB. Toutefois, cette baisse de température apparaît ne pas influencer l'abattement de l'azote ammoniacal et ce, possiblement parce que la biomasse nitrifiante était présente en plus grande quantité que la biomasse hétérotrophe. Le procédé a démontré un fort potentiel de réduction de l'azote ammoniacal (essentiellement 100%), et ce, durant toute la période de suivi (>30 jours) subséquente au développement d'une quantité suffisante de bactéries.
- Les bioréacteurs sont une technologie en mesure de réduire le risque de recroissance bactérienne dans les réseaux de distribution. Les bioréacteurs ont en effet permis de réduire le COA à des concentrations inférieures aux recommandations.
- Les concentrations des sous-produits de désinfection à la sortie des procédés hybrides (autant pour les AHA et les THM) auraient selon toute vraisemblance permis de rencontrer les normes de l'USEPA (THM : 80 µg/L et AHA; 60 µg/L).
- La qualité de l'eau produite par les procédés hybrides a été globalement équivalente ou supérieure à celle d'une filière de traitement avancé comprenant deux étages de filtration. La seule exception à cette affirmation touche la formation de THM et AHA et la demande en chlore, qui étaient plus élevées à la sortie des procédés hybrides. Toutefois, cette différence serait possiblement attribuable aux conditions de pré-oxydation (O<sub>3</sub> et Cl<sub>2</sub>) qui diffèrent entre les deux filières de traitement.
- La diminution du flux transmembranaire nous apparaît une stratégie intéressante pour maintenir les performances du système à un même niveau en cas de variation de qualité d'eau alimentant le procédé. Il semblerait en effet que les performances d'enlèvement de

la MOD et de l'azote ammoniacal puissent être améliorées en augmentant le temps de contact dans les bioréacteurs.

En conclusion, les systèmes hybrides CAP/membranes sont une alternative de traitement intéressante aux traitements conventionnels en raison de leur flexibilité à opérer dans un mode dominant d'adsorption ou de biodégradation. L'application d'un tel procédé à l'échelle réelle s'avère donc très intéressante. De plus amples recherches, pour déterminer le flux d'opération optimal et investiguer l'impact du prétraitement, les procédures de lavage et de la durée/fréquence des cycles de filtration, permettraient sans nul doute d'optimiser les performances du procédé et de mettre en valeur sa compétitivité face aux traitements conventionnels. De plus, l'évaluation des performances du procédé en eau froide, pour les composés responsables des goûts et odeurs et pour les paramètres émergents permettrait probablement d'élargir le spectre d'application de la technologie et d'offrir une solution appropriée à des problèmes nécessitant un niveau de traitement avancé.

## BIBLIOGRAPHIE

- American Public Health Association (APHA) and American Water Works Association (AWWA). (2005). *Standard methods for the examination of water and wastewater (21<sup>th</sup> Edition)*. Washington, DC, USA.
- American Water Works Association (AWWA). (2000). *Investigation of the Biological Stability of Water in Treatment Plants and Distribution Systems (First Edition)*. Denver, Colorado, USA.
- American Water Works Association (AWWA). (2004). *M7-Problem organisms in water: identification and treatment (Third Edition)*. Denver, Colorado, USA.
- Andersson, A., Laurent, P., Kihn, A., Prévost, M., & Servais, P. (2001). Impact of temperature on nitrification in biological activated carbon (BAC) filters used for drinking water treatment. *Water Research*, 35(12), 2923-2934.
- Association Française de Normalisation (AFNOR). (1990). *Ammonia dosage by indophenol colorimetric method (Method #T90-015). Recueil des normes françaises: eaux méthodes d'essais (Fourth Edition)*. Paris, France: La Défense. Agence Français de Normalisation.
- Gauthier, V., Barbeau, B., Millette, R., Block, J. C., Prévost, M. (2001). Suspended particles in the drinking water of two distribution systems. *Water Science and Technology: Water Supply*, 1(4), 237-245.
- Hammes, F. A., & Egli, T. (2005). New method for assimilable organic carbon determination using flow-cytometric enumeration and a natural microbial consortium as inoculum. *Environmental Science and Technology*, 39(9), 3289-3294.
- Huck, P. M., Fedorak, P. M., & Anderson, W. B. (1991). Formation and removal of assimilable organic carbon during biological treatment. *Journal of the American Water Works Association*, 83(12), 69-80.
- Jia, Y., Wang, R., & Fane, A. G. (2008). Hybrid PAC-submerged membrane system for trace organics removal II: system simulation and application study. *Chemical Engineering Journal*.

- Judd, S. (2006). *MBR Book: Principles and Applications of Membranes Bioreactors in Water and Wastewater Treatment (First Edition)*. Oxford: Elsevier.
- Kim, H.-S., Takizawa, S., & Ohgaki, S. (2007). Application of microfiltration systems coupled with powdered activated carbon to river water treatment. *Desalination*, 202(1-3), 271-277.
- Lebeau, T., Lelièvre, C., Buisson, H., Cléret, D., Van de Venter, L. W., & Côté, P. (1998). Immersed membrane filtration for the production of drinking water: combination with PAC for NOM and SOC's removal. *Desalination*, 117(1-3), 219-231.
- Lebeau, T., Lelievre, C., Wolbert, D., Laplanche, A., Prados, M., & Cote, P. (1999). Effect of natural organic matter loading on the atrazine adsorption capacity of an aging powdered activated carbon slurry. *Water Research*, 33(7), 1695-1705.
- LeChevallier, M. W., Becker, W. C., Schorr, P., & Lee, R. G. (1992). Evaluating the performance of biologically active rapid filters. *Journal of the American Water Works Association*, 84(4), 136-146.
- LeChevallier, M. W., Welch, N. J., & Smith, D. B. (1996). Full-scale studies of factors related to coliform regrowth in drinking water. *Applied and Environmental Microbiology*, 62(7), 2201-2211.
- Lou, J.-C., Chang, T.-W., & Huang, C.-E. (2009). Effective removal of disinfection by-products and assimilable organic carbon: An advanced water treatment system. *Journal of Hazardous Materials*, 172(2-3), 1365-1371.
- Markarian, A., Carrière, A., Dallaire, P.-O., Servais, P., Barbeau, B. (soumis 2009). Hybrid membrane process: performance evaluation of biological PAC. *Journal of water supply: research and technology-aqua*.
- Mousset, B., Croue, J. P., Lefebvre, E., & Legube, B. (1997). Distribution and characterization of dissolved organic matter of surface waters. *Water Research*, 31(3), 541-553.
- Oh, H., Yu, M., Takizawa, S., & Ohgaki, S. (2006). Evaluation of PAC behavior and fouling formation in an integrated PAC-UF membrane for surface water treatment. *Desalination*, 192(1-3), 54-62.

- Oh, H. K., Takizawa, S., Ohgaki, S., Katayama, H., Oguma, K., & Yu, M. J. (2007). Removal of organics and viruses using hybrid ceramic MF system without draining PAC. *Desalination*, 202(1-3), 191-198.
- Prévost, M., Coallier, J., Lafrance, P., & Rompré, A. (1993). Canadian perspective on microbial regrowth in distribution systems. *Bugs, Molecules and Surfaces, A Technology Transfer Conference on Bacterial Regrowth*: Sponsored by AWWARF and the Center for Biofilm Engineering.
- Prévost, M., Desjardins, R., Arcouette, N., Duchesne, D., & Coallier, J. (1990). Étude de la performance de filtres à charbon actif biologique (CAB) en eaux froides. *Sciences et Techniques de l'Eau*, 23(1), 25-30.
- Prévost, M., Laurent, P., Servais, P., & Joret, J.-C. (2005). *Biodegradable organic matter in drinking water treatment and distribution (First Edition)*. Denver, Colorado, USA: American Water Works Association.
- Sagbo, O., Sun, Y., Hao, A., & Gu, P. (2008). Effect of PAC addition on MBR process for drinking water treatment. *Separation and Purification Technology*, 58(3), 320-327.
- Saravia, F., & Frimmel, F. H. (2008). Role of NOM in the performance of adsorption-membrane hybrid systems applied for the removal of pharmaceuticals. *Desalination*, 224(1-3), 168-171.
- Saravia, F., Naab, P., & Frimmel, F. H. (2006). Influence of particle size and particle size distribution on membrane-adsorption hybrid systems. *Desalination*, 200(1-3), 446-448.
- Seo, G. T., Jang, S. W., Lee, S. H., & Yoon, C. H. (2005). The fouling characterization and control in the high concentration PAC membrane bioreactor HCPAC-MBR. *Water Science and Technology*, 51(6-7), 77-84.
- Seo, G. T., Moon, C. D., Chang, S. W., & Lee, S. H. (2004). Long term operation of high concentration powdered activated carbon membrane bio-reactor for advanced water treatment. *Water Science and Technology*, 50(8), 81-87.
- Servais, P., Billen, G., Bouillot, P., & Benezet, M. (1992). A pilot study of biological GAC filtration in drinking water treatment. *Water Supply: Research and Technology-Aqua*, 41, 163-168.

- Servais, P., Billen, G., & Hascoet, M. C. (1987). Determination of the biodegradable fraction of dissolved organic matter in water. *Water Research*, 21(4), 445-500.
- Servais, P., Laurent, P., & Randon, G. (1995). Comparison of the bacterial dynamics in various french distribution systems. *Water Supply: Research and Technology-Aqua*, 4(1), 10-17.
- Suzuki, T., Watanabe, Y., Ozawa, G., & Ikeda, S. (1998). Removal of soluble organics and manganese by a hybrid MF hollow fiber membrane system. *Desalination*, 117(1-3), 119-129.
- Tian, J., Liang, H., Yang, Y., Tian, S., & Li, G. (2008). Membrane adsorption bioreactor (MABR) for treating slightly polluted surface water supplies: as compared to membrane bioreactor (MBR). *Journal of Membrane Science*, 325(1), 262-270.
- Treguer, R. (2007). *Analyse et optimisation de plusieurs procédés d'élimination de la matière organique naturelle dissoute en vue du traitement d'eau potable: coagulation-floculation, adsorption et procédé hybride charbon actif/membranes immergées*. Ph.D. Université de Rennes, Rennes, France.
- Treguer, R., Newcombe, G., Alloway, C., Cigana, J., & Buisson, H. (2008). Hybrid process combining PAC and microfiltration for taste and odor removal in drinking water resources. *WQTC Conference proceeding, Ohio*.
- Van der Kooij, D., Hijnen, W. A. M., & Kruithof, J. C. (1989). The effects of ozonation, biological filtration and distribution on the concentration of easily assimilable organic carbon (AOC) in drinking water. *Ozone: Science and Engineering*, 11(3), 297-311.
- Vigneswaran, S., Guo, W. S., Smith, P., & Ngo, H. H. (2007). Submerged membrane adsorption hybrid system (SMAHS): process control and optimization of operating parameters. *Desalination*, 202(1-3), 392-399.
- Volk, C., Bell, K., Ibrahim, E., Verges, D., Amy, G., & LeChevallier, M. (2000). Impact of enhanced and optimized coagulation on removal of organic matter and Its biodegradable fraction in drinking water. *Water Research*, 34(12), 3247-3257.
- Zhao, P., Takizawa, S., Katayama, H., & Ohgaki, S. (2005). Factors causing PAC cake fouling in PAC-MF (powdered activated carbon-microfiltration) water treatment systems. *Water Science and Technology*, 51(6-7), 231-240.